

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE PETROLEO

PROYECTO PARA UNA PLANTA DE RECUPERACION
DE ETILENO

PARA OPTAR EL TITULO DE INGENIERO DE PETROLEO

PRESENTADO POR

LUIS BARRIO SAMANEZ

PROMOCION 1962

LIMA, NOVIEMBRE DE 1963

INTRODUCCIÓN	—	1
ETAPA DE COMPRESIÓN	—	12
ETAPA DE DESHIDRATACIÓN	—	25
ETAPA DE RECUPERACIÓN	—	71
BIBLIOGRAFÍA	—	107

A MI MAMA GLORIA

A MIS HERMANOS:

CHASCA

CCORI

CUSI

SIHUAR

INTRODUCCION

IMPORTANCIA DEL ETILENO

El etileno ocupa un papel importantísimo en el campo de la petroquímica que ha tenido un profundo efecto sobre -- la industria química en un período de tiempo asombrosamente corto.

Hasta 1930, el uso químico del etileno estaba reducido a un plano secundario en las destilerías de petróleo, y en el mercadoquímico su importancia se limitaba a la producción de alcohol etílico y óxido de etileno.

Sin embargo, en la segunda Guerra Mundial, el etileno tuvo una gran prominencia, así como otros derivados del petróleo.

La gran demanda de estireno, resultó en correspondencia una gran demanda de etileno, de tal forma que fueron desarrollados nuevos métodos para obtenerlos.

Como resultado de ese rumbo iniciado por el estireno- y proseguido inmediatamente después de la guerra por el polietileno, ha sido desarrollada toda una moderna tecnología del etileno, poniendo a este producto en plena prosperidad frente a los demás derivados petroquímicos en cuanto a su -- producción anual.

A continuación se da una tabla para aproximar una idea en cuanto al porcentaje de etileno utilizado en U.S.A. por las industrias subsidiarias durante esta última década:

	<u>1950</u>	<u>1955</u>	<u>1958</u>	<u>1960</u>
Oxido de etileno	29	30	31	30
Alcohol etílico	34	25	24	21
Polietileno	4	14	22	25
Estireno	12	10	10	9
Cloruro de etilo	10	8	7	7
Dicloruro de Etilo		6	6	6
Otras	11	6		2
T O T A L :	100%	100%	100%	100%

USOS DEL ETILENO

Mientras se discute acerca de cuales son los derivados que abarcan la casi totalidad del etileno producido, los productos terminados de tales derivados son extremadamente numerosos y tienen un marcado efecto en la economía química.

A continuación se da un cuadro acerca de los productos obtenidos a partir del Etileno.

	Etilen clor hidrina	Etilen glic.		
		Etilen Cianidrina	Acrilonitrilo	
	Oxido de Etileno	Etanol Aminas	Cloruro de Vinilo	
	Dicloruro de etileno		Etilen Aminas	
	Cloruro de etilo	Etil celulosas	Acetaldol	Acido n-butílico
		T E L	Anhidrido acético	n-Butanol
ETILENO	Etil ben ceno	Estireno	Acido acético	n-Butiral- dehído
	Alcohol etilico	Acetalde- hído	Pentaeritrol	Acetatos
	Eter die- tético			
	Polietileno			

Los derivados del etileno, deben su existencia a la gran versatilidad del etileno para asociarse, debido a su doble unión.

Así, el etileno se combina consigo mismo bajo condiciones catalíticas especiales para formar polietileno sólido y la naturaleza del producto final está estrechamente ligada a las condiciones de operación usadas,

Una gran atención investigativa está recibiendo la copolimerización de etileno y propileno, lo que puede llevar a una gran demanda de nuevos polímeros.

Bajo condiciones ácidas el etileno se hidrata para producir en un caso: eter dietílico, y en otro alcohol atílico. Este último puede ser oxidado a acetaldehído, que es el punto de partida para un gran número de derivados, ácido acético, anh. acético, acetatos, n-butaldehído, n butanal y pentaeritrol. Derivados del n-butiraldehído y n-butanol, tales como ác. butílico, 2-etil exanol y sus ésteres representan una creciente demanda de etileno.

La alquilación de benceno con etileno en presencia de cloruro de aluminio, conduce al etilbenceno que puede ser deshidrogenado a estireno. La hidrocliclorinación de etileno es practicada comercialmente para dar cloruro de etilo, el punto de partida para el plomo tetraetilo y la etilcelulosa.

TECNICA DE PRODUCCION DE ETILENO

Cuando un hidrocarburo, ya sea parafínico, olefínico, nafténico o aromático es sometido a ciertas condiciones de temperatura durante un determinado tiempo, se obtiene de esto una mezcla compleja cubriendo una amplia zona de pesos moleculares y tipos. El proceso es esencialmente de deshidrogenación el cual, en general, está acompañado de polimerización y reacciones entre productos para formar estructuras de anillos del tipo aromático u olefínicos,

Los productos parafínicos inferiores, suelen dar mezclas simples de productos, pero la complejidad se acrecienta cuando se eleva el peso molecular del hidrocarburo de alimentación.

El etileno es uno de los productos que se forman, y es ta producción en grandes cantidades fué realizada con el advenimiento del cracking catalítico.

En la actualidad, una gran fracción de etileno petroquímico es recuperado de los gases de destilería, y la disposición de tal etileno como combustible, es un hecho del pasado.

El etileno de los gases de destilería proviene casi en su totalidad de los procesos de cracking catalítico.

Entre las técnicas de cracking se pueden mencionar a título ilustrativo:

- 1).-Pirólisis por el uso de hornos tubulares por dentro de los cuales pasa la alimentación.
- 2).-Proceso catarole: Se produce el cracking térmico y luego una aromatización por catálisis.
- 3).-Pirólisis utilizando esferas calentadas.
- 4).-Pirólisis por arena fluidizada calentada.
- 6).-Cracking autotérmico: el calor es producido por combustión de una parte de la alimentación.

TECNICAS DE SEPARACION Y PURIFICACION DE ETILENO

SECCION DE PURIFICACION.- Esta sección de la planta sirve para remover las impurezas extrañas de los gases contenidos en la materia prima antes de la separación de los hidrocarburos principales.

El gas de refinería es primeramente comprimido en un com

presor de varias etapas, equipado con un enfriador intermedio y un separador de líquido, entre los cuales la fracción C_{4+} condensa y es eliminado como líquido.

A fin de facilitar la función compresión por eliminación de tales líquidos; el enfriador intermedio y la eliminación, reduce la tendencia a la polimerización que podría llevar a un excesivo ensuciamiento del equipo.

El gas comprimido a 100-200 psig es pasado luego a un equipo de adsorción-desorción de etanolamida y posteriormente un depurador cáustico para eliminar los agentes ácidos: CO_2 , sulfuro de carbonilo y ácido sulfídrico. Los gases efluentes del desorbedor, constituyen la materia prima para procesos secundarios, tales como la producción de azufre elemental y compuestos sulfurados. El depurador cáustico sirve como unidad de depuración cuando es usada conjuntamente con un sistema de etanolamida.

El gas limpio del depurador es pasado luego por un recipiente para remoción del acetileno y el metilacetileno, así también como otros altos acetilenos y olefinas. El acetileno y los compuestos diolefínicos pueden ser eliminados como tales o destruidos por una hidrogenación selectiva.

Luego de una compresión de 400-600 psig el gas es enfriado y pasado por una batería de secadores, los cuales contienen un secador sólido tal como sílica gel o alúmina activada y sirve para reducir el contenido de agua.

Tales secadores operan cíclicamente; la regeneración se

hace por purgas alternadas a 400°F con vapor a flujo de gases.

La remoción de aguas de los gases es extremadamente importante por los hidratos de hidrocarburos sólidos y por el hielo que pueden formar, y que traen serias dificultades que deben ser evitadas en los sucesivos fraccionamientos a bajas temperaturas.

SECCION DE RECUPERACION.- De los secadores, el gas es enfriado y luego enviado al demetanzador. Esta importante unidad - que es un fraccionamiento a baja temperatura - sirve para separar, tan precisamente como sea posible, los componentes de C_{2+} de los otros vapores, conteniendo hidrógeno y metano los que son utilizados generalmente como combustibles. Todas las torres de fraccionamiento del esquema estan caracterizados por las condiciones de refrigeración en cabeza.

Una modificación de algunas plantas es que el demetanzador está en el final del esquema de recuperación. De tal forma, el dectanzador es usado primeramente, saliendo por cabeza C_{2+} y livianos que luego son mandados al demetanzador. Esta prctica reduce la carga del demetanzador.

Los gases C_{2+} del fondo del demetanzador son luego fraccionados en un dectanzador donde la fracción C_2 es tomada por cabeza y C_{3+} eliminada por fondo. Esta columna, conteniendo 30 a 40 platos es operada generalmente a 200-400 psig con una temperatura de cabeza de alrededor de 0°F.

DEMETANIZACION.- La demetanzación térmica es aplicada en los primeros pasos de la recuperación de producto final; y abarca

la recuperación de metano, hidrógeno del grupo de hidrocarburos C_{2+} . Se han desarrollado dos esquemas generales para este proceso:

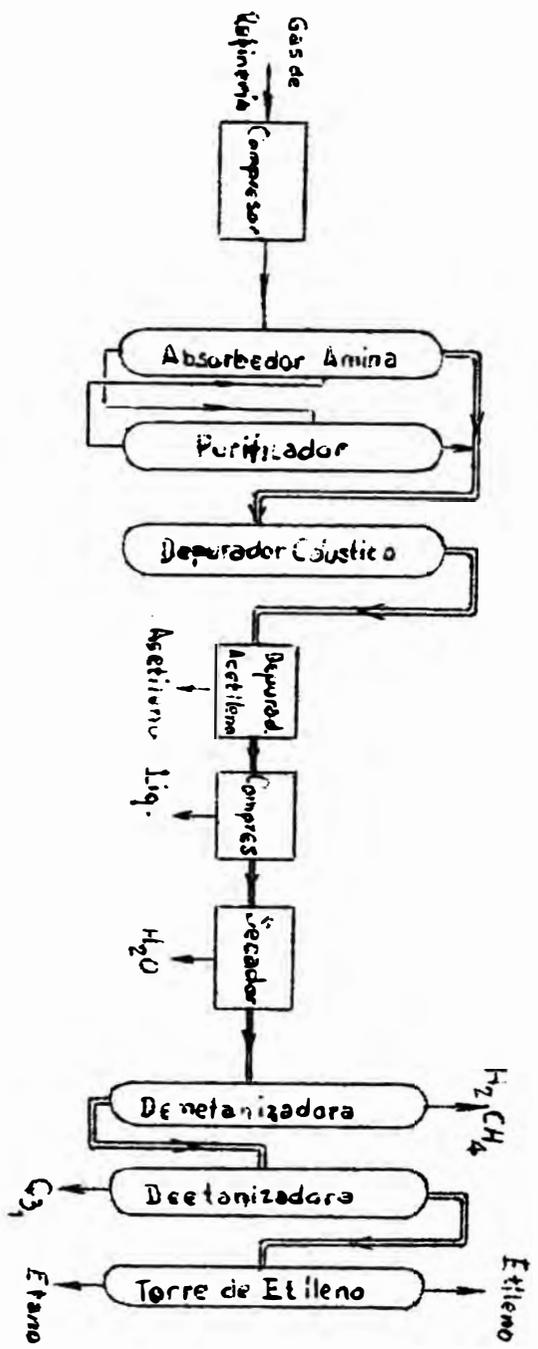
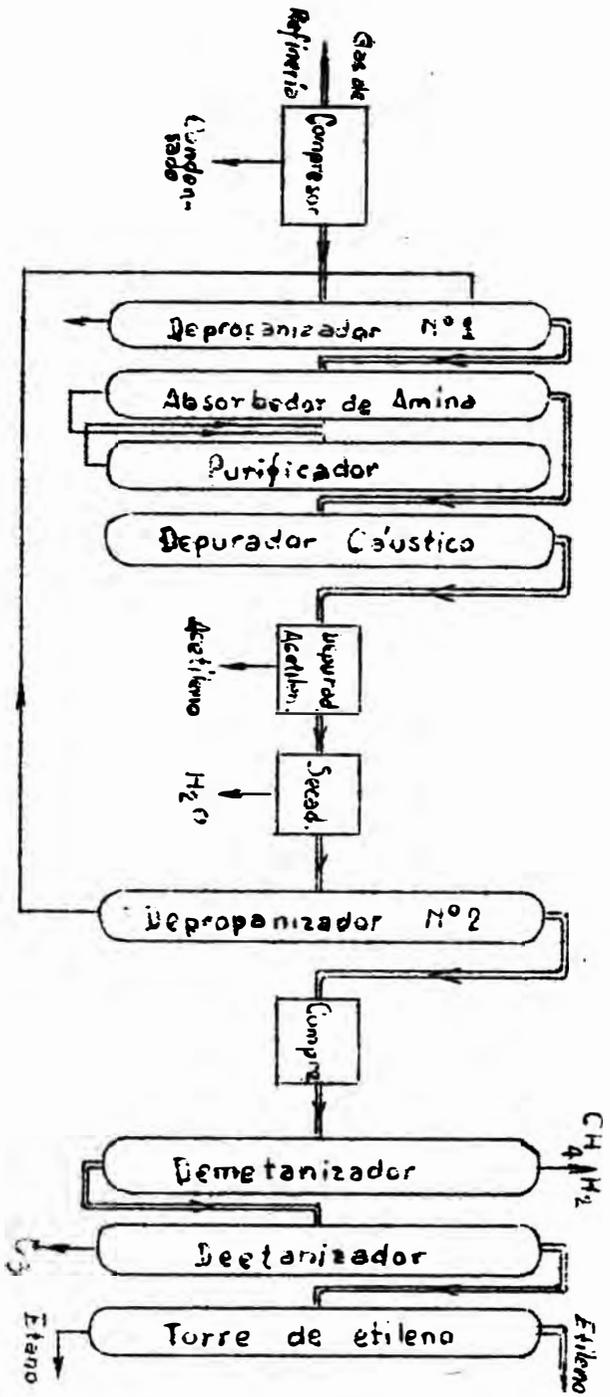
1).- Se emplea la absorción a 450-500 psig y 70-80°F, seguido por desorción a 400-425 psig y 430-460°F utilizando un aceite altamente aromático de una reacción de pirólisis como aceite selectivo. Este aceite es selectivo para C_{2+} con pactos.

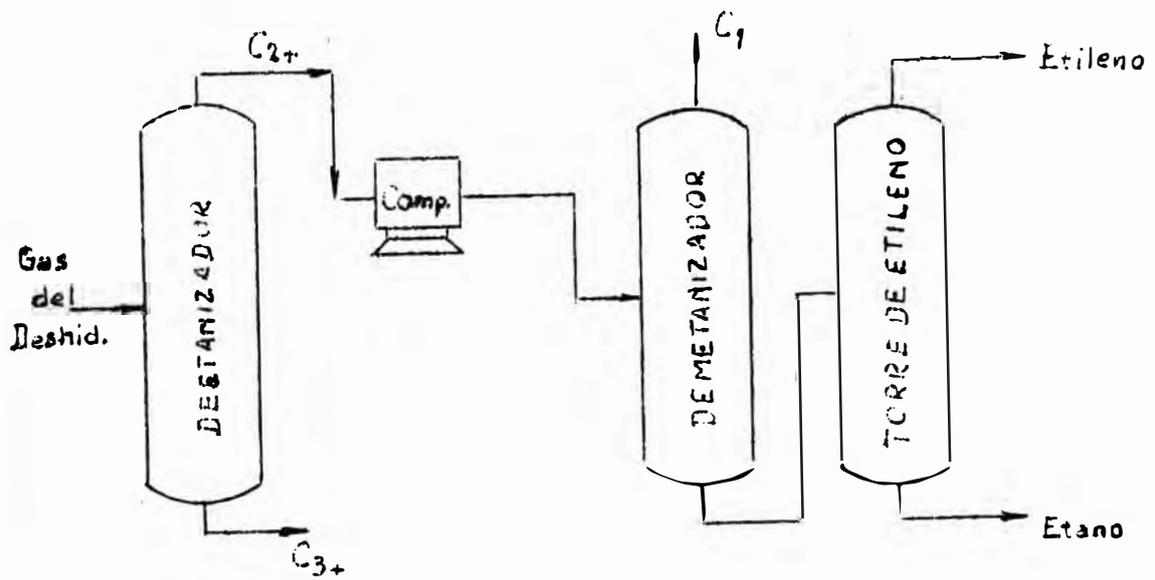
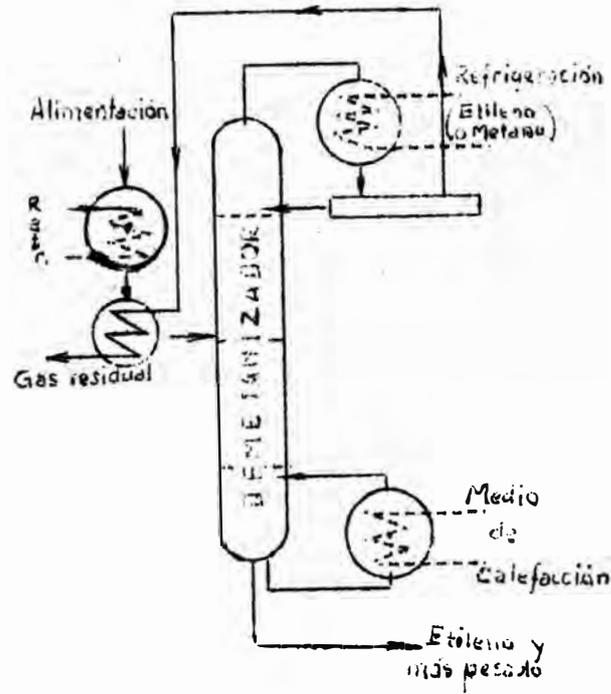
2).- Es el método mas popular y es de fraccionamiento a bajas presiones. Por el uso de altas presiones (400-600 psig y extremas temperaturas bajas (-90 a -140°F); esto es posible con un bajo porcentaje de reflujo y solamente 20 a 30 platos para obtener un alto grado de eliminación sobre cabeza de hidrógeno y metano. Se persigue una pérdida de etileno por cabeza, contrarestado con un mínimo de metano en el C_{2+} del fondo.

A continuación se dan dos "flow-sheet" de instalaciones generales de etileno.

OPERACION DE FRACCONAMIENTO.- Se realiza en una simple columna de destilación. Sabiendo que la temperatura crítica del etileno es 49°F, es necesaria una refrigeración de algunos grados para condensar el reflujo de etileno para la columna.

En la práctica, es requerida una gran refrigeración y la temperatura de cabeza de la columna de destilación esta en el rango de -140 a -250°F. El diseño en el método de fraccionamiento estará en los requerimientos de los procesos a bajas





temperaturas.

Operación a 450-600 lb/sq.in .- El gas de alimentación comprimido, en el cual la mayoría de C_{5+} deben ser eliminados, luego es llevada a 50-60°F por intercambio con el refrigerante de alto nivel.

En esta operación resulta la condensación de la mayoría del vapor de agua contenido en la alimentación.

El resto del vapor de agua se elimina por pasaje a través de un desecante sólido.

El siguiente enfriamiento de la alimentación es obtenido por intercambio con el producto de cabeza del demetanzador en algunos casos por evaporación del refrigerante de alto nivel.

La alimentación entra a la columna con una temperatura de alrededor de 0°F, y asta en algunos casos es inferior a -75°F.

El demetanzador es una simple torre de burbujeo. El etileno producido es ordinariamente usado como refrigerante para el reflujo condensado de la columna.

El límite de la temperatura tope es de alrededor de -140°F. El producto de cabeza es extraído como vapor, y puede ser expandido adiabáticamente para bajar su temperatura y recuperar el etileno adicional.

Los rangos de temperatura de alimentación es de 50 a -100°F dependiendo de la composición sobre el fondo y grado de eliminación de metano deseado.

El recalentamiento de vapores está reemplazado por intercambiadores de baja presión de vapor.

Los vapores del fondo conteniendo etileno y componentes más pesados, con menor cantidad de metano, es subsiguientemente te procesado para purificación del etileno.

COMPARACION DE LOS PROCESOS.-

El siguiente criterio es importante en la selección de un método de demetanización.

- 1).- Selectividad
- 2).- Eficiencia de separación
- 3).- Recuperación de etileno
- 4).- Energía necesaria
- 5).- Pretratamiento de la alimentación
- 6).- Productos derivados
- 7).- Flexibilidad de la operación.

DIAGRAMA GENERAL DE OPERACION.-

Como diagrama de operación, se adoptará el que figura en el plano N°1.

La etapa de recuperación se podría realizar también por el siguiente diagrama.

La torre demetanizadora es un equipo que debe trabajar a altas presiones y bajas temperaturas. El material que se deberá emplear en su fabricación deberá ser de primerísima calidad, y las condiciones de trabajo hacen de él un equipo delicado.

Se deberá procurar, por consiguiente, que sea un equipo

de menor tamaño posible para disminuir su costo.

Esto se logra haciendo que el caudal de gas que pasa por él sea el menor posible. Para lograr esto se coloca el demetanzador después de haber extraído C_{3+} para disminuir el tamaño del equipo (tal como se observa en el diagrama anterior).

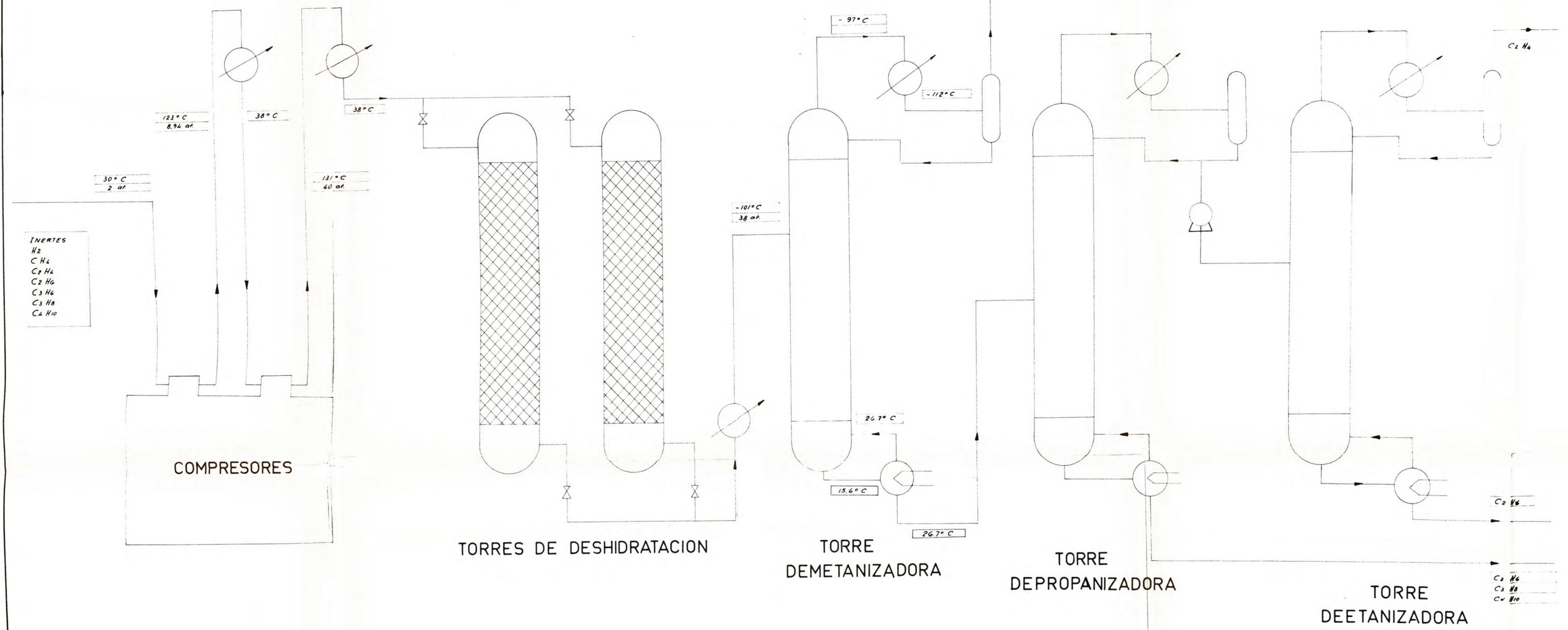
Pero como en nuestro caso, por la composición de la mezcla en que el C_{3+} existe en pequeño porcentaje; al colocar el demetanzador en primer lugar es muy pequeño el ahorro de tamaño en equipo, pero sí es importante la supresión del compresor intermedio entre las torres deetanizadora y demetanzadora.

En nuestro Diagrama de operación (plano N°1), es de hacer notar que el deetanizador trabaja a una presión menor que el demetanzador. Esta disminución de presión se logra, parte por la pérdida de carga en la columna del demetanzador y parte colocando una válvula de expansión.

COMPOSICION DEL GAS DE ALIMENTACION

Inertes	15,0 (fracción molar)
Hidrógeno	15.4
Metano	3.1
Etileno	7.8
Etano	16.1
Propileno	7.2
Propano	6.6
C_{4+}	0.9
	100.0

DIAGRAMA DE OPERACION



INERTES
H₂
C₂H₄
C₂H₆
C₃H₆
C₃H₈
C₄H₁₀

COMPRESORES

TORRES DE DESHIDRATACION

TORRE DEMETANIZADORA

TORRE DEPROPANIZADORA

TORRE DEETANIZADORA

INERTES
H₂
CH₄

C₂H₄

C₂H₆

C₃H₆
C₃H₈
C₄H₁₀

ETAPA DE COMPRESION

ETAPA DE COMPRESION

CALCULO DE LOS COMPRESORES

Se deben comprimir 350.000 m³/día desde 2 atm. hasta 40 atm. El gas tiene una temperatura inicial de 30°C (86°F)

Determinar el número de compresores.-

El cálculo se realiza por tanteo aplicando la fórmula:

$$R = \sqrt[n]{P_t/P_o}$$

$$n = 1 \text{ etapa; } R_c = \frac{40}{2} = 20$$

$$n = 2 \text{ etapas } R_c = \sqrt{40/2} = 4.47$$

Aplicando el criterio de N.G.S.M.A. p. 87: se considera aceptable el valor de 4.47

Luego, la compresión se realizará en dos etapas.

Cálculo de la presión intermedia.-

$$\text{Fórmula a aplicar: } P_1 = P_o \sqrt{P_t/P_o}$$

$$\text{Cálculo: } P_1 = 2 \sqrt{40/2} = 2 \times 4.47 = 8.94 \text{ atm.}$$

Determinación de la temperatura de salida (compresor I)...

$$\text{Fórmula a aplicar: } \frac{T_1}{T_o} = \left(\frac{P_1}{P_o} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\text{Donde: } K = \frac{M. C_p}{M. C_p - 1.99}$$

Determinación de K

	m: frac. molar unitaria	C _p : calor específico	m. C _p
Inhertes	0.15	9.28	1.39
Hidrógeno	0.154	6.93	1.07
Metano	0.31	8.97	2.78
Etileno	0.078	11.40	0.89
Etano	0.161	13.78	2.22
Propileno	0.073	15.77	1.13
Propano	0.066	19.58	1.29
C ₄₊	0.009	26.16	0.24
			<hr/> 11.01=M.C _p

Datos obtenidos de N.G.S.M.A. p. 26 para tem. media

$$t_t = 66^\circ\text{C}$$

Cálculo de la temperatura:

$$K = \frac{11.01}{11.01 - 1.99} = 1.221$$

$$\log T_1 = \log T_0 + \frac{k-1}{k} \log\left(\frac{P_1}{P_0}\right) \quad T_1 = 396 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$t_1 = 123 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= \log 303 + 0.181 \log 4.47 = 2.5985$$

$$T_t = 76 \text{ (aceptable)}$$

Condiciones operativas del refrigerante intermedio.-

Temperatura de entrada de gas: 123°C

Temperatura de salida de gas: 38°C

Temperatura de entrada de agua= 27°C

Determinación de la cantidad de líquido que separa después de

la primera etapa de compresión.-

Presión del refrigerante: 8.94 atm.(= 32 psia)

Temperatura de salida : 38°C (100°F)

Se aplican los criterios N.G.S.M.A. p. 127 se adopta la presión de convergencia 1000 psig.

Con esta presión de convergencia se determinan los K en los respectivos graficos, conociendo la presión y temperatura de la mezcla. Luego, según lo expuesto en la página 165 se de termina la fase (o fases) del sistema.

	m	K	K.m	m/k
Inertes	1.5	9.00	13.50	1.67
Hidrógeno	15.4	80.00	1.230,00	0.19
Metano	31.0	18.00	558.00	1.72
Etileno	7.8	6.50	50.70	1.20
Etano	16.1	4.5	72.50	3.58
Propileno	7.2	1.60	11.50	4.50
Propano	6.6	1.40	9.25	4.70
C ₄₊	9.9	0.46	4.55	21.50
	<u>m=100.00</u>		<u>Km =1.073.50</u>	<u>$\frac{m}{k}$ 39.06</u>

$$\sum K.m > \sum m > \sum m/k$$

Luego, según N.G.S.M.A. p. 127, no condensa líquido.

Determinación de la temperatura de salida (compresor II)

Determinación de K.

Se adopta $t_m = 93^\circ\text{C}$ (200°F)

	m	C _p	M.C _p
Inertes	0.15	9.35	1.40
Hidrógeno	0.15	6.95	1.07
metano	0.31	9.30	2.88
Etileno	0.08	12.08	0.94
Etano	0.16	14.70	2.33
Propileno	0.07	17.90	1.29
Propano	0.07	20.90	1.38
C ₄₊	0.01	27.80	0.28
			M.C _p = 11.54

$$K = \frac{11.54}{11.54 - 1.99} = 1.21$$

$$t_f = 131^\circ\text{C}$$

$$\log t_f = \log 311 + \frac{0.21}{1.21} \log 4.47 = 2.606 \quad ; \quad T_f = 404^\circ\text{K}$$

$$t_m = \frac{38 + 131}{2} = 85^\circ\text{C} \text{ (aceptable)}$$

Condiciones operativas del refrigerante de 2^a etapa.-

Temperatura de entrada del gas $t_{g1} = 131^\circ\text{C}$

Temperatura de salida del gas $T_{g2} = 38^\circ\text{C}$

Presión interna $P_{in} = 40 \text{ at (588 psia)}$

Determinación de la cantidad de líquido que se separa después de la segunda etapa de compresión.

Se opera de la misma forma anterior.

	m	K	Km	m/K
Inertes	15.00	1.90	28.50	7.90
Hidrógeno	15.40	16.00	246.00	0.96
Metano	31.00	2.75	83.70	11.50
Etileno	7.80	1.65	12.85	4.73
Etano	16.10	1.25	20.10	1.29
Propileno	7.20	0.68	4.90	10.60
Propano	6.60	0.58	3.83	11.40
C ₄₊	0.90	0.27	0.24	3.33
	<u>100.00</u>		<u>400.00</u>	<u>51.71</u>

$$\sum K.m > \sum m > \sum m/k$$

Según N.G.S.M.A. , no condensa líquido.

Determinación del factor de compresibilidad.-

Entrada al primer compresor:

p ,= 2 atm. (29.39 psia)

t = 38°C (100°F; 560°R)

Parámetros críticos (de N.G.S.M.A. p.103) $P_{sc}=657$ psia
 $T_{sc}=450$ °R

$$P_r = \frac{p}{P_{sc}} = \frac{29.4}{657} = 0.045$$

$$T_r = \frac{t}{T_{sc}} = \frac{560}{450} = 1.245$$

Con los valores ^{de} P_r y T_r se obtiene, según tablas, $\mu = 0.9915$

Entrada al segundo compresor:

p = 8.9 atm. (132 psia)

t = 38°C (560 °R)

$$P_r = \frac{132}{657} = 0.201$$

$$T_r = \frac{560}{450} = 1.245$$

$$\mu = 0.970$$

Como el coeficiente de compresibilidad esta muy cercano a la unidad se toma : $\mu = 1$.

Determinación de volúmenes específicos.-

Entrada al primer compresor:

$$v = \frac{R \cdot T}{p} \quad R = 0.082061 \text{ atm.} = \text{mol} \quad v = \frac{0.08206 \times 311}{2}$$

$$v = 12.78 \text{ l/mol}$$

Salida del primer compresor:

$$p = 8.49 \text{ atm.}$$

$$v = \frac{0.082 \times 396}{8.49} = 3.83 \text{ l/mol}$$

$$t = 123^\circ\text{C} (396^\circ\text{K})$$

Entrada al segundo compresor:

$$p = 8.94 \text{ atm.}$$

$$v = \frac{0.082 \times 311}{8.94} = 2.55 \text{ l/mol}$$

$$t = 38^\circ\text{C} (311^\circ\text{K})$$

Salida del segundo compresor:

$$p = 40 \text{ atm}$$

$$v = \frac{0.082 \times 404}{40} = 0.827 \text{ L/mol}$$

$$t = 131^\circ\text{C} (404^\circ\text{K})$$

Salida del segundo intercambiador:

$$p = 40 \text{ atm}$$

$$v = \frac{0.082 \times 311}{40} = 0.718 \text{ L/mol}$$

$$t = 38^\circ\text{C} (311^\circ\text{K})$$

Volúmenes específicos(dados en l/gr).-

Determinación del peso molecular promedio:

$$\rho_g = \rho_a \frac{M_g}{M_a}$$

si $\rho_a = 1$

$$\rho_g = \frac{M_g}{M_a}$$

	Peso molecular	n	n.PM
Inertes	44	0.150	6.600
Hidrógeno	2	0.154	0.308
Metano	16	0.310	4.960
Etileno	30	0.078	2.340
Etano	32	0.161	5.150
Propileno	42	0.072	3.020
Propano	44	0.066	2.900
C ₄₊	58	0.009	0.522
			<u>M_g = 25.800 g/mol</u>

$$\rho_g = \frac{25.8}{28.27} = 0.913 \text{ (dens. relativa del gas respecto al aire)}$$

Entrada al primer compresor: 12.78 l/mol // 25.8g/mol = 0.491/g

Salida del primer compresor: 3.83 l/mol // 25.8 g/mol = 0.1411/g.

Entrada al segundo compresor: 2.55 l/mol // 25.8 g/mol = 0.11 l/g.

Salida del segundo compresor: 0.827 l/mol // 25.8 g/mol = 0.032 l/g

Salida del segundo intercamb. : 0.718 l/mol // 25.8 g/m = 0.027 l/g

Diferentes expresiones de la carga.-

Metros cúbicos/día: 350.000

Metros cúbicos/hora 14.590

Kilogramos/hora: 14.590/0.49 = 29.800 (1 compresor)

Metros cub./hora: 29.800 x 0.1105 = 3.295 (2 compresor)

Cálculo de la potencia necesaria para la compresión.-

Se calcula la potencia por cada Kg. de gas que circula según la fórmula dada en el tratado de termodinámica de A. Estrada p. 155.

$$L_c = \frac{N}{N-1} RI \left[n - \sum_{i=1}^n \left(\frac{p_i + 1}{p_i} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right]$$

$n \hat{=}$ número de etapas

$$k = 1.221 = N$$

$$R = 0.848 \text{ Kg/mol}$$

$$T_1 = 311^\circ\text{K}$$

$$L_c = \frac{1.221}{1.221 - 1} \times 0.848 \times 311 \left[2 - \left(2 \times 4.47 \right)^{\frac{1.221-1}{1.221}} \right] = 905 \text{ Kgm.}$$

$$\frac{29.800 \text{ Kg/hora} \times 905 \text{ Kgm}}{3,600 \text{ seg/hora} \times 75 \text{ Kgm/seg.HP}} = 97.5 \text{ HP}$$

PLANILLA DE COMPRESORES

UNIDAD:

ITEM:

SERVICIO:

CONDICIONES DE OPERACION

Los valores tabulados abajo son los requerimientos de operación para el compresor.

La garantía estará basada en los requerimientos de diseño.

la unidad completa (compresor y turbina) tendrá una performance satisfactoria bajo las condiciones tabuladas.

PRODUCTO:

PESO MOLECULAR PROMEDIO: 25.8

N: 1.221

TEMPERATURA DE ENTRADA: °C) 30°C

PRESION DE ENTRADA: (Kg/cm²) 2

PRESION DE DESCARGA: (" 40

PRESION BAROMETRICA: " 760 mm Hg

CAPACIDAD: (Kg/hr) 29.800

Capacidad en las condiciones de entrada : (m³/hr) 14.590FACTOR DE COMPRESIBILIDAD, cond. de entrada : (μ_1) 0.9915FACTOR DE COMPRESIBILIDAD cond. de descarga: (μ_2) 0.9460CAPACIDAD EN m³/hr. a las condiciones de entrada: $x(\mu_1)$.

OBSERVACIONES

.-ETAPA DE DESHIDRATACION.-

Los procesos de deshidratación empleando desecantes sólidos tienen el poder de extraer prácticamente toda el agua del gas natural.

También pueden ser usados cuando la temperatura de deshidratación es más alta que aquella a la cual la deshidratación con la solución de glicol es satisfactoria.

Debido al gran poder deshidratante, los desecantes sólidos han sido usados donde se necesita una gran eficiencia de deshidratación, o en plantas fraccionadoras a baja temperatura donde solamente un desecante sólido es satisfactorio.

Cuando se deshidrata en un yacimiento de gas, los desecadores de lecho móvil pueden dar una recuperación sustancial de los hidrocarburos que ayuda a amortizar la unidad de deshidratación.

La figura dos muestra los puntos de rocío del gas secado por alúmina activada y lecho móvil en una planta de recuperación de gasolina por proceso de refrigeración.

Los datos obtenidos durante una determinación de la capacidad de adsorción, muestra que el punto de rocío no puede ser alcanzados por ninguno de los desecantes (alúmina activada, F3 y mobilbeads) durante casi todo el ciclo de deshidratación. Es evidente que hay una pequeña diferencia en los límites del punto de rocío obtenibles con éstos desecantes.

Durante la operación normal, la duración del ciclo de desecación del gas es más corta que la del ciclo de prueba, de manera que el punto de rocío mínimo es obtenido en todo momento.

Deshidratantes.- La alúmina activada fué usada como deshidratante sólido para deshidratación del gas natural, desde hace 20 años, poco después algunos empezaron a usar bauxita; durante los últimos 10 años comenzó a utilizarse el mobilbeads y más recientemente la sílica gel que había sido usada como agente desecador de aire.

La discusión se restringirá al proceso de adsorción con Fe alúmina activada y mobilbeads.

La figura I muestra un flow sheet de un sistema típico con sistema de deshidratante sólido. Esta planta en particular está completamente instrumentada con interruptores automáticos por controles cíclicos de tiempo.

La circulación es tal que el gas con punto de rocío mínimo puede ser mantenido durante todo el tiempo.

Debido a la necesidad del manejo del absorbente sólido en proceso discontinuo se necesita un mínimo de dos cargas separadas de desecante. Mientras una carga está extrayendo el vapor de agua del gas la otra es regenerada para usarla.

Regeneración.- La regeneración de la carga puede ser realizada desviando una parte del gas húmedo a través de la caldera y luego a través de la torre de absorción en contracorriente a la dirección del gas húmedo. El gas es saturado a la tempe

ratura ambiente y se puede regenerar el desecante calentándolo a 400°F, reduciendo su humedad relativa a menos de 0.5%.

Ciclo de enfriamiento.- El lecho del deshidratante es enfriado por la misma corriente de gas usado para la regeneración.

Si el punto de rocío mínimo es necesario en todo el proceso, la dirección del gas refrigerante a través de los adsorbentes debería ser la misma que cuando se seca el gas.

Si el lecho es enfriado en la misma dirección que cuando se calienta habrá un período de tiempo después que los lechos se han cambiado durante el cual el punto de rocío del gas secado tendrá un valor más alto.

La razón de esta conducta es que la adsorción del agua continúa en forma de zonas.

El primer piso del adsorbente se satura con el agua del gas. Los siguientes pisos más bajos entran en acción cuando los pisos superiores se saturan. Si el lecho adsorbente es enfriado en la misma dirección que fué calentado, mientras el lecho se enfría comienza a extraer agua del gas frío; esto significa que cuando el lecho es puesto sobre la corriente para sacar el gas, la última parte del lecho, resaturará la última parte del gas que había sido ya secado en la parte superior del lecho hasta que el agua acumulada del gas refrigerante es agotada.

Para disminuir los efectos del gas refrigerante sobre el punto de rocío, detenemos el ciclo de enfriamiento cuando la temperatura de salida del gas está a 30°F por encima de la

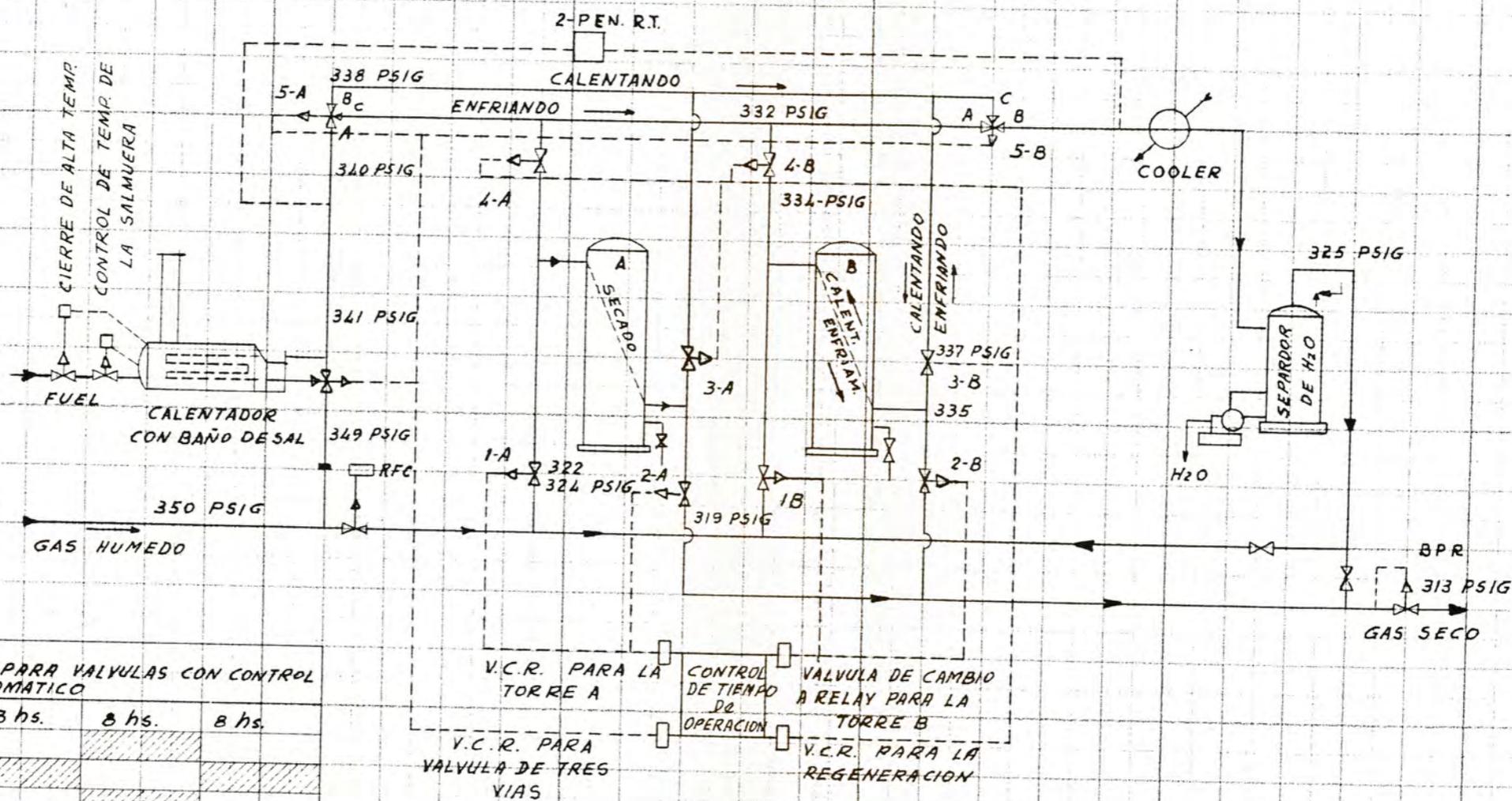
torre secadora.

El gas usado para la regeneración es enfriado para separar el agua extraída del adsorbente durante el ciclo de regeneración.

El gas enfriado tiene alrededor del mismo contenido de agua que el gas que entra y se une a él para la deshidrata--ción.

Esto es posible tomando la caída de presión a través de la válvula de control del rate of flow que desvía el gas de regeneración.

En una pequeña planta de registro de esta caída de presión no es de mucha importancia, sin embargo si un gran volumen de gas se está secando sería conveniente colocar un compresor para elevar el relativamente pequeño volumen de gas de regeneración antes de considerarla pérdida de carga sobre la mayor parte del gas.



TIEMPO DE OPERACION PARA VALVULAS CON CONTROL AUTOMATICO

VALVULA	8 hs.	8 hs.	8 hs.	8 hs.
1 A 2 A				
1 B 2 B				
3 B 4 B				
3 A 4 A				
5 A	Conexion AB			
	Conexion AC			
5 B	Conexion AB			
	Conexion AC			
6	Conexion AB			
	Conexion AC			

——— CIRCUITO DE GAS
 - - - - - CIRCUITO DE CONTROL
 ABIERTO
 CERRADO

V.C.R. PARA LA TORRE A CONTROL DE TIEMPO DE OPERACION
 VALVULA DE CAMBIO A RELAY PARA LA TORRE B
 V.C.R. PARA VALVULA DE TRES VIAS V.C.R. PARA LA REGENERACION

ETAPA DE DESHIDRATACION

ETAPA DE DESHIDRATAACION

BASES DEL PROYECTO DE UNA UNIDAD DE ADSORCION.-

Adsorbentes.- Las dimensiones de la torre de adsorción, depende del tiempo y del ciclo de secado y del proyecto de la capacidad de adsorción de agua por el desecante.

Adoptaremos normalmente un ciclo de secado de 8 horas; o sea, que disponemos de ocho horas para calentar y refrigerar la segunda torre como tiempo de refrigeración.

Para una maxima seguridad se proyecta la capacidad del lecho de adsorción de agua igual a 50% del peso de desecante Figura III.

Cuando el lecho adsorbente es nuevo su capacidad será mucho mayor que el 5%, y el tiempo de regeneración puede ser reducido a dos o tres horas.

Efecto del envejecimiento del desecante.- La capacidad del desecante en el término de su vida depende de varios factores, y además de la marca del producto.

Aquellos son la composición del gas, las condiciones de regeneración y el tratamiento dado al desecador.

Estos efectos estan reflejados en las figuras 12 y 13; y en la tabla 2 de la figura 12 muestra los efectos del envejecimiento sobre la capacidad del mobilbeads y sobre la alúmina activa en una planta donde los hidrocarburos son recuperados del gas natural por refrigeración. La temperatura de re

generación es relativamente baja como muestra la figura.

También el gas natural es rico en contaminante de propano e hidrocarburos pesados son adsorvidos por el desecante. En esta planta la adsorción de aceite no se aplica.

La operación del desecante serán severas por causa de la llegada ocasional de líquido y por la reducción de presión durante la regeneración.

Hay una pequeña diferencia entre la capacidad de adsorción del mobilbeads y de la alúmina activada como muestra la figura 12.

La figura 13 muestra una comparación molar cuando se se ca gas de residuo en una planta de adsorción.

Aquí la temperatura de regeneración son más altas y tambien mayor peligro de extraer los hidrocarburos volátiles.

La adsorción continua de aceites constituyentes alarga la desecación. Aquí es evidente que el mobilbeads tiene mayor capacidad de adsorción de agua luego de un período extenso de operación.

El mobilbeads fué instalado luego de la alúmina activa-da.

Mas datos de planta.- La tabla 2 da datos comparativos de la capacidad de desecantes de otras plantas. El material utilizado es mobilbeads. Se puede notar que la temperatura de rogeneración es lo suficientemente alta y si es secado gas adsorbido la capacidad del mobilbeads viejo es mayor del 5%.

Medidas del lecho.- En la elección de las dimensiones de la

torre de adsorción preferimos usar un lecho longitudinal de 3 a 5 veces el diametro.

Esto ha permitido usar torres con velocidad razonable. La pérdida de presión a través del lecho puede ser calculada por las ecuaciones usuales para cada tipo.

De cualquier modo algunos graficos de pérdida de carga estan dados en un articulo de "Amero, Moore y Capbell: Design and use of Adsorption Drying unit". Chemical Engineers Progress. Jul. 1947.

Este artículo tambien contiene una buena información general sobre deshidratadores de sólidos desecantes.

Si la torre es dimensionada como hemos recomendado, ello posibilitará que la pérdida de presión a través de la torre sea relativamente menor.

Calentamiento del desecante.- La temperatura a la cual se calienta el gas de regeneración será suficiente para extraer el agua adsorbida y los hidrocarburos contaminantes en una razonable longitud de tiempo. A la temperatura de 300°F es suficiente para extraer el agua; pero para dar una mayor vida al desecante deben usarse temperaturas mayores. Es preferible una temperatura mínima de 350°F y una de 400°F es mejor.

La cantidad de gas necesaria para regenerar la torre puede ser calculada mediante un balance de calor. Esto es más satisfactorio que utilizar porcentajes arbitrarios.

Gradiente de la temperatura de regeneración.- Observando las temperaturas obtenidas durante el ciclo de regeneración y fun

cionamiento el balance de calor puede ser calculado. Dicho gradiente está indicado en la figura 14; como se indica sobre esta curva, un típico funcionamiento de regeneración, muestra que el lecho es calentado en etapas. Primero hay una zona de precalentamiento, hasta que se alcanza la platea donde comienza a ser extraída el agua. Cuando se alcanza el final de esta platea se puede considerar que ha sido extraída la mayor parte del agua, luego de la platea hay un periodo de posterior durante el cual se extraen la mayor parte de los hidrocarburos que pueden ser volatilizables.

Comunmente se calienta hasta que es alcanzada una segunda platea la cual da la mayor temperatura que debe ser alcanzada.

Para resolver el tiempo de calentamiento (generalmente cuatro horas) se puede calcular la carga de calor necesaria en cada una de las zonas.

Para proyectar con el propósito de calentar durante 4 horas, el tiempo se divide así:

Zona de precalentamiento:	1.25 hs.
Evolución de agua	" 1.50 hs.
Zona de segundo uso	: 1.25 hs.
	4.00 hs.

La carga de calor en cada zona que es la necesaria para calentar el desecante, el adsorbente, su contenido de adsorbatos, el material del conducto y el aislamiento.

En la zona donde el agua debe ser extraída debe consi-

derarse el calor de vaporización.

Conociendo la temperatura a la cual se calienta durante la regeneración del gas, podemos calcular la cantidad de gas de regeneración necesaria para cada zona. Esta cantidad puede ser ajustada a un valor promedio tanto que un volúmen constante puede ser usado durante todo el ciclo de regeneración.

El agua usualmente es llevada entre los 200 y 250°F haciendo caso omiso de la presión de regeneración.

Enfriamiento del desecante.- La cantidad de gas de regeneración debe ser suficiente para enfriar el desecante en dos horas aproximadamente. Estos términos hacen un total de seis horas que deben ser usados para completar el proceso de regeneración.

Regeneración del gas frío.- La carga de calor y la diferencia de términos de temperatura (rango) / ^{de enfriamiento} es medida constantemente por la naturaleza del proceso discontinuo. El enfriamiento debe ser medido sobre la zona de enfriamiento la cual da la mayor demanda de enfriamiento. Esto es usualmente el tiempo durante la platea de regeneración del ciclo de calentamiento.

Se recomienda la instalación de un scrubber delante de la unidad de deshidratación para extraer el agua licuada y otros contaminantes.

Prevención de la condensación.- Todas las precauciones deben ser tomadas para evitar la condensación del agua en la torre de absorción. Estos medios de aislar todas las superficies de las torres incluyendo las cabezas y aislando las cañerías, so

bre todo en aquellos puntos donde los productos condensados pueden introducirse en la torre de adsorción.

Calentamiento en contracorriente.- Otra practica que se conoce para incrementar la vida del desecante es calentar el lecho durante el ciclo de regeneración en una dirección en contracorriente a la usada en secar el gas.

Esta tiene dos ventajas:

1).- Los hidrocarburos que contaminan el desecante y que son adsorbidos tambien en la primera capa de secado son extraídos de la torre en lugar de ser dirigidos a la porción inferior del desecante.

2).- Tambien el gas de regeneración toma contacto primeramente con aquella porción del lecho que está más saturada con agua.

Concluyendo esta discusión mencionaremos que la inspección de las unidades de deshidratación para tomar un punto de rocío preciso de los gases secos, puede ser dificultoso por la condensación de vapores de los hidrocarburos.

Por ésto es beneficioso reducir la presión a la cual se mide el punto de rocío, con el medidor de puntos de rocío del Bureau of Mines a una temperatura en que se forme sólidos en el mirador en lugar de gotas de líquido.

La formación de sólidos sobre el centro del mirador ayudará a distinguir el agua, aunque la experiencia muestra la diferencia entre la condensación de agua líquida y la condensación de hidrocarburos.

También como precaución, el punto de rocío debe ser medido bajo varias presiones diferentes. Mientras la temperatura de rocío variará, si realizamos lecturas correctas obtendremos las libras por millón de agua correspondientes. La línea de muestra del aparato de medición del punto de rocío debe ser de metal. No se permiten líneas de caucho o plástico. Cálculo de la temperatura de rocío de la mezcla.-

Presión : 588 psia = 40 atm.

GAS	M	t = 0°F		t = 40°F		t = 35°F	
		K	m/K	K	m/K	K	m/K
Inertes	15.0	1.4	10.0	96	15.6	15.0	16.3
Hidrógeno	15.4	14.0	1.1	13.0	1.2	15.4	1.3
Etileno	7.8	1.4	5.6	1.2	6.5	7.8	6.8
Metano	31.0	2.7	11.5	2.5	12.4	31.0	19.5
Etano	16.1	1.0	15.5	0.8	18.9	16.0	20.0
Propileno	7.2	0.5	13.1	0.4	18.0	7.2	18.3
Propano	6.6	0.5	14.3	0.4	18.8	6.6	5.6
Butano	0.9	0.2	4.5	1.9	4.7	0.9	5.6
	100.0		76.3		96.2		101.2

Punto de rocío: 35°F = 1.67°C

Determinación de los datos necesarios para la ficha de pedido:.-

Peso específico:

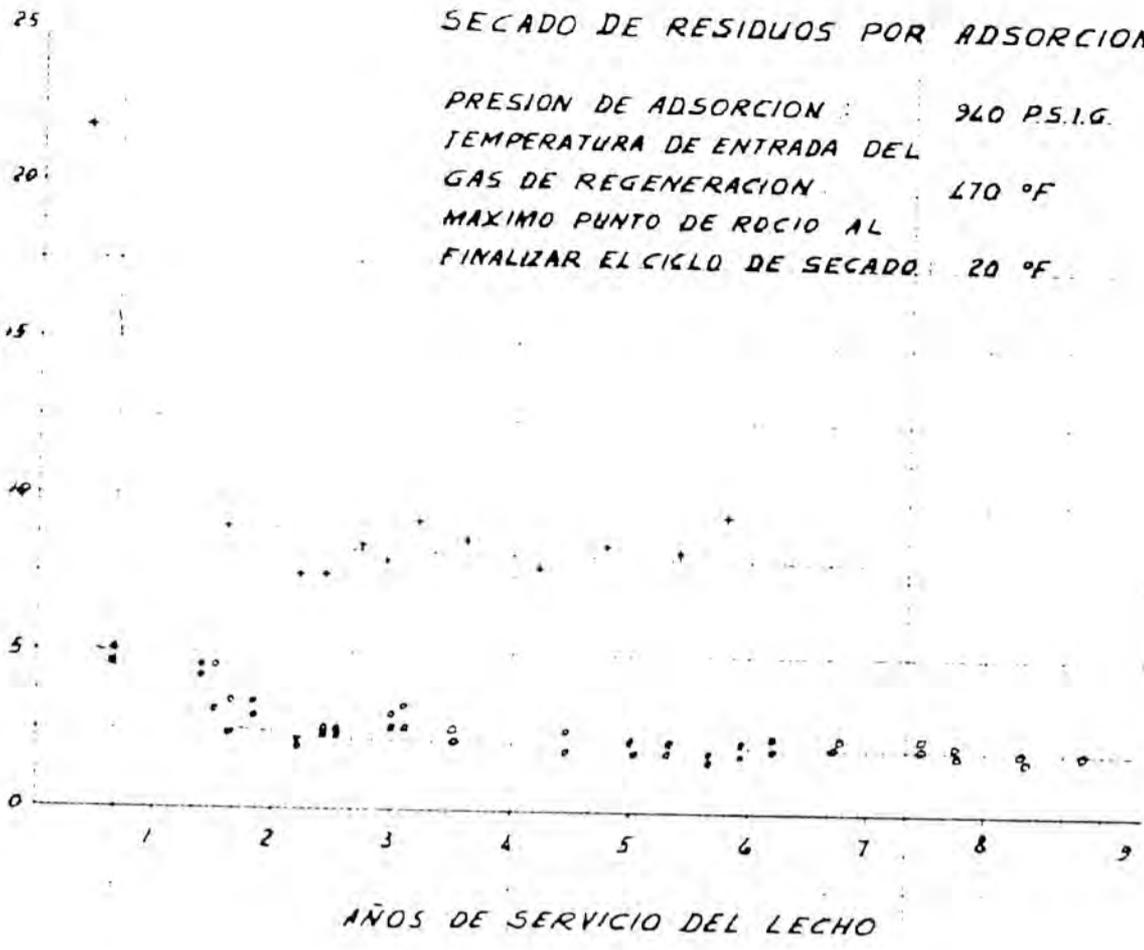
$$v = 1/\rho \quad \rho = 1/v \quad \rho = \left[1/0.0277 \right] \text{ gr/l} = 36.1 \text{ gr/l}$$

Calor específico:

GAS	m	C _p	m C _p
Inertes	0.150	8.70	1.31
Hidrógeno	0.154	6.86	1.06
Metano	0.310	8.38	2.60
Etileno	0.078	10.02	0.79
Etano	0.161	12.13	1.95
Propileno	0.072	14.75	1.06
Propano	0.066	16.82	1.10
Butano	0.009	20.44	0.18
		MC _p =	10.09

$$N = \frac{MC_p}{MC_p - 1.99} = \frac{10.09}{10.09 - 1.99} = 1.245$$

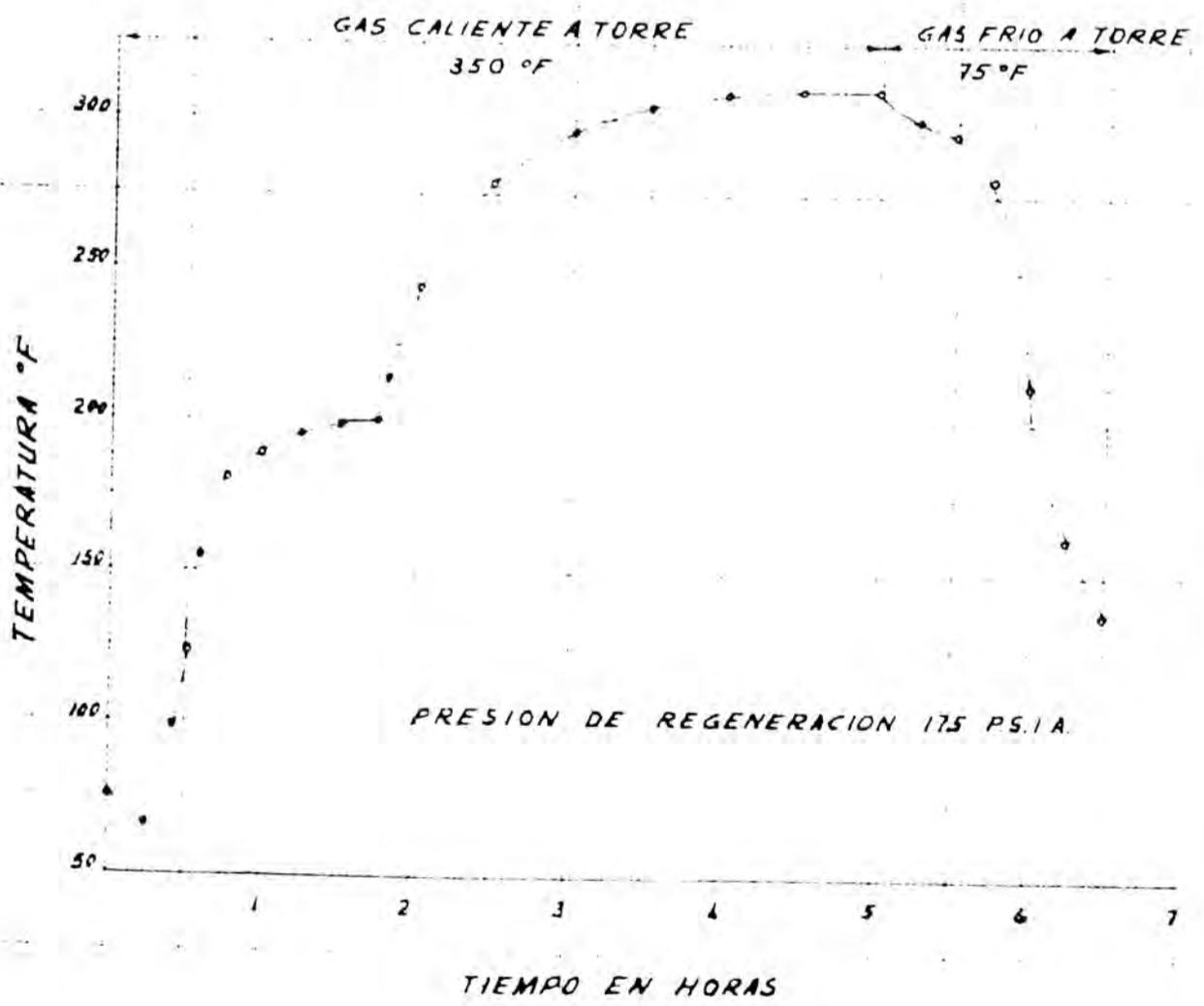
ADSORCION expresada en % EN PESO



SECADO DE RESIDUOS POR ADSORCION

PRESION DE ADSORCION : 940 P.S.I.G.
TEMPERATURA DE ENTRADA DEL GAS DE REGENERACION : 470 °F
MAXIMO PUNTO DE ROCIO AL FINALIZAR EL CICLO DE SECADO : 20 °F

FIG. III- EFECTO DE LA EDAD DEL DESECANTE SOBRE LA CAPACIDAD DE ADSORCION DE AGUA



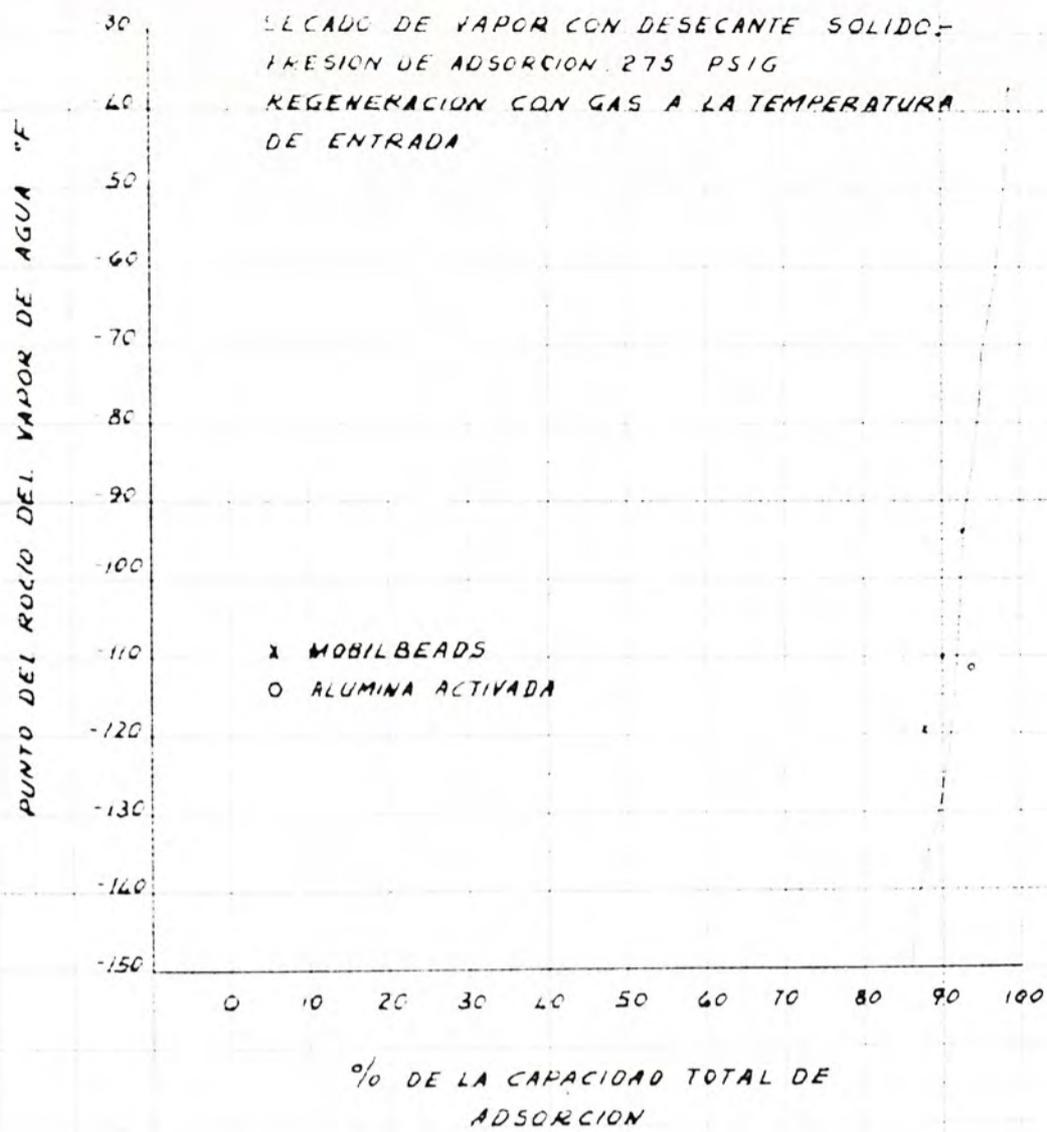


FIG. I- EFECTO DEL AGUA ADSORBIDA SOBRE EL PUNTO DE ROCIO DEL GAS SECO

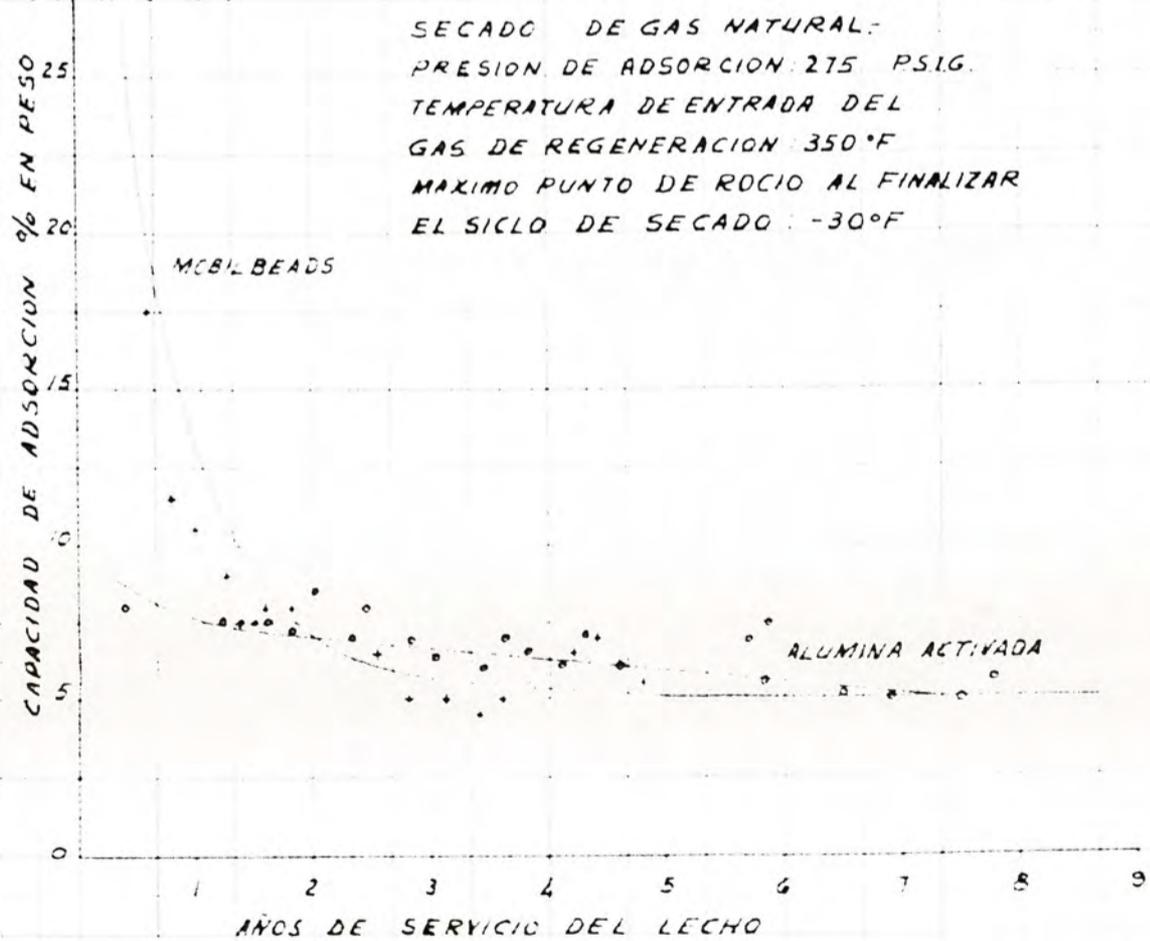


FIG. II- EFECTO DE LA EDAD DEL DESECANTE SOBRE LA CAPACIDAD DE ADSORCION

J. F. PRITCHARD & CO.

OF CALIFORNIA.-

4625 Reaneke Parkway

Kansas City 12, Missouri

DESHIDRATADOR

Ficha de solicitud

Para facilitar a nuestros Ingenieros de diseño a seleccionar el deshidratador más eficiente y económico para su aplicación específica, sírvase completar esta ficha:

1.-GAS A SER SECADO

- a Descripción y composición Inerte 15%; H₂ 15.4%; C₂H₂ 7.8%;
 CH₄ 31%; C₂H₆ 16.1%; C₃H₆ 7.2%; C₃H₈ 6.6%; C₄₊ 0.9%
- b Aplicación Separación de C₂H₄
- c Flujo 350.000 m³/día (en cond. st. 14.7 psi & 60°F)
- d Presión 40 atm. p.s.i.g.
- e Temperatura °F máx 1.67°C °F min.
- f Contenido inicial de mezcla 8 lbsH₂O perMM Cubic feet
- g Peso específico 36.10 g/l Calor específico 10.09 BTU/lmo
- h Máxima pérdida de presión permisible
- i Material adsorbente preferido sílica - gee

2.-OPERACION Y CONTROL

- j Secado continuo en 24 horas si
- k Secado intermitente de horas por día
- l Tiempo especial de operación requerido
- m Control: manual Semi automat Total autom. si

3.-MECANICA Y ESTRUCTURA

n Instalación internaexterna
o Cierres eléctricos: standard impermeables

Nombre de la firma

Dirección

.....

Lugar dela

Instalación

.....

ETAPA DE RECUPERACION
BALANCE ESTIMATIVO DE MATERIAL

ETAPA DE RECUPERACION.-

BALANCE ESTIMATIVO DE MATERIAL

Composición de la alimentación.-

Inertes	15.0	(fracción molar)
Hidrógeno	15.4	
Metano	3.1	
Etileno	7.8	
Etano	16.1	
Propileno	7.2	
Propano	6.6	
C ₄₊	0.9	
	100.0	

Torre demetanizadora.- Se proyecta esta torre suponiendo que se recupera el 93% de etileno y se admite en el fondo un 0.5% de contaminado de metano.

Cálculo para fondo:

Etileno: $7.8 \times 0.93 = 7.2\%$

Caudal de fondo: 38.0 mol/100 mol alim.

le corresponde a 99.5% dado que lleva 0.5% de contaminado de metano; luego:

Metano: $38.0 \times 0.5/99.5 = 0.2\%$

Etileno	7.2%
Etano	16.1%
Propileno	7.2%
Propano	6.2%
C ₄₊	0.9%
	<hr/>
	38.0%
Metano	0.2%
	<hr/>

38.2 mol/100

Cálculo para cabeza:

Se realiza por diferencia.

Inertes	15.0	moles/100 mol	alimentación
Hidrógeno	15.4	"	"
Metano	$31 - 0.2 = 30.8$	"	"
Etileno	$7.8 - 7.2 = 0.6$	"	"
	<u>61.8</u>	"	"

Torre dectanizadora.- Se recupera el corte etano por cabeza, y como la recuperación de etano no interesa, podemos diseñar una torre de mediana eficiencia (de rendimiento bajo). Se dá un rendimiento de etano de 80% y se considera una contaminación de propileno de 0.5% en la cabeza.

Cálculo de productos de cabeza:

Etano: $16.1 \times 0.80 = 12.88\%$ mol/mol alimentación.

Propileno: Caudal 20.28	99.5%	Etano	12.88%
Contaminación	0.5%	Etileno	7.20%
Proporción 0.10 mol/100mol		Metano	0.20%
			<u>20.28%</u>
		Propileno	0.10%
			<u>20.38%</u>

Productos de fondo:

Etano	$16.10 - 12.90 = 3.20$	moles/mol	alimentación
Propileno	$7.2 - 0.1 = 7.10$	"	"
Propano	$= 6.60$	"	"
C ₄₊	$= 0.90$	"	"
	<u>17.80</u>	"	"

Torre de etileno.- Se considera que la recuperación de esta torre es de 97% de etileno por cabeza con un contaminado de 0.5% de etano.

Cálculo de productos de cabeza:

Etileno: $7.2 \times 0.97 = 7.0$ % moles/100 moles de aliment.

Etano:caudal	7.2	97.0 %	metano	0.2%
Contaminación	0.5%		Etileno	7.0%
Proporción	0.036 mol/100molalim.			<u>7.2%</u>
			Etano	0.04%
				<u>7.24%</u>

Productos de fondo:

Etileno	$7.2 - 7.0$	$= 0.20$
Etano	$12.88 - 0.04$	$= 12.84$
Propileno		$= 0.10$

13.14 moles/100 mol de alim.

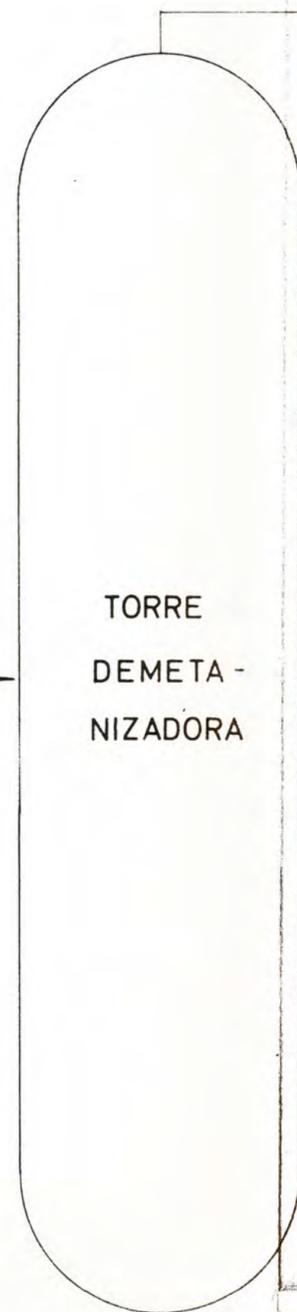
DIAGRAMA ESTIMATIVO DE MATERIAL

ETAPA DE RECUPERACION

A Moles/100 moles de alimentación

B % moles parcial

INERTES	15.0
H ₂	15.4
CH ₄	31.0
C ₂ H ₄	7.8
C ₂ H ₆	16.1
C ₃ H ₆	7.2
C ₃ H ₈	6.6
C ₄ H ₁₀	0.9
TOTAL	100.0
COMPONENTES	A



INERTES	15.0	24.0
H ₂	15.4	25.0
CH ₄	30.8	50.0
C ₂ H ₄	0.6	1.0
TOTAL	61.8	10.0
%	A	B

CH ₄	0.2	0.5
C ₂ H ₄	7.2	19.0
C ₂ H ₆	16.1	42.3
C ₃ H ₆	7.2	18.8
C ₃ H ₈	6.6	17.3
C ₄ H ₁₀	0.9	2.3
TOTAL	38.2	100.0
%	A	B



CH ₄	0.2	0.9
C ₂ H ₄	7.1	35.0
C ₂ H ₆	12.58	63.5
C ₃ H ₆	0.1	4.6
TOTAL	20.38	10.0
%	A	B

CH ₄	3.2	18.0
C ₃ H ₆	7.1	40.0
C ₃ H ₈	6.6	37.0
C ₄ H ₁₀	0.9	5.0
TOTAL	17.8	100.0
%	A	B



CH ₄	0.2	2.7
C ₂ H ₄	7.2	97.0
C ₂ H ₆	0.036	0.3
TOTAL	7.235	10.0
%	A	B

C ₂ H ₄	0.2	1.5
C ₂ H ₆	12.81	95.5
C ₃ H ₆	0.1	3.0
TOTAL	13.14	10.0
%	A	B

DIAGRAMA DE MOLLIER (CH₄)

Log. P

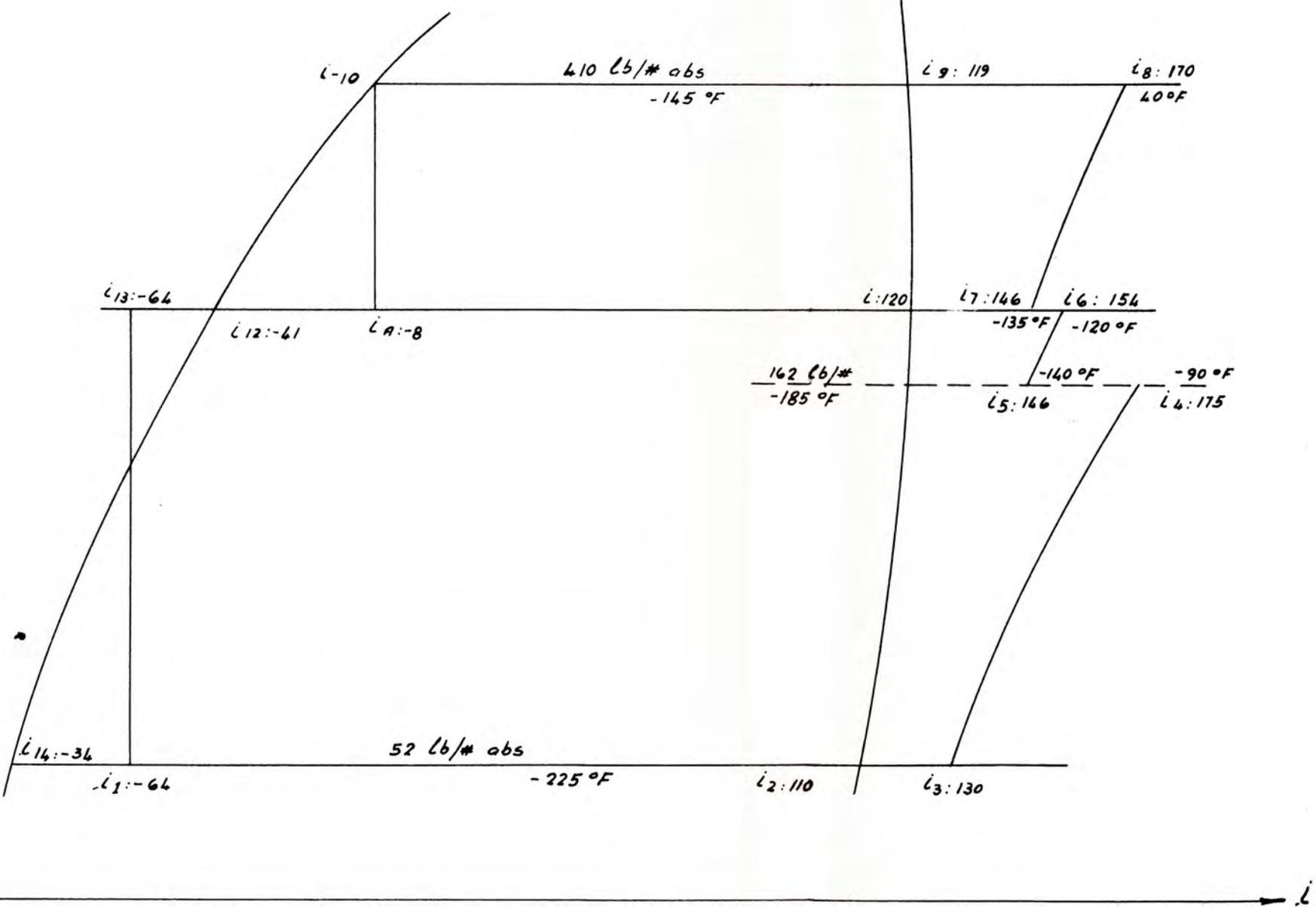
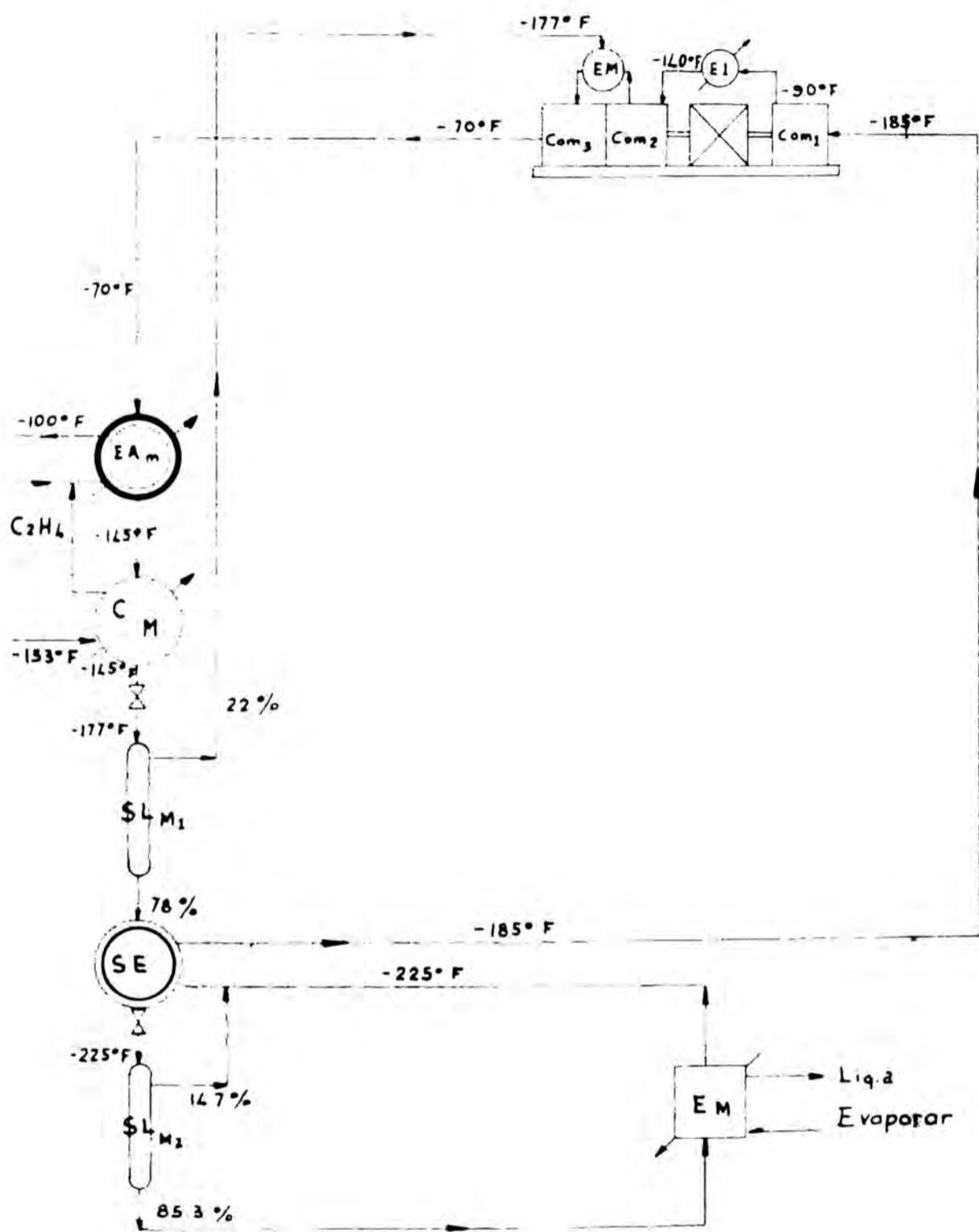


DIAGRAMA DE OPERACION METANO



Com.: compresor

EI: enfriador intermedio

EM: enfriador de mezcla

EA: enfriador de alta

C: condensador

SL: separador de liquido

SE: subenfriador

E: evaporador

DIAGRAMA DE MOLLIER (C, H₂)

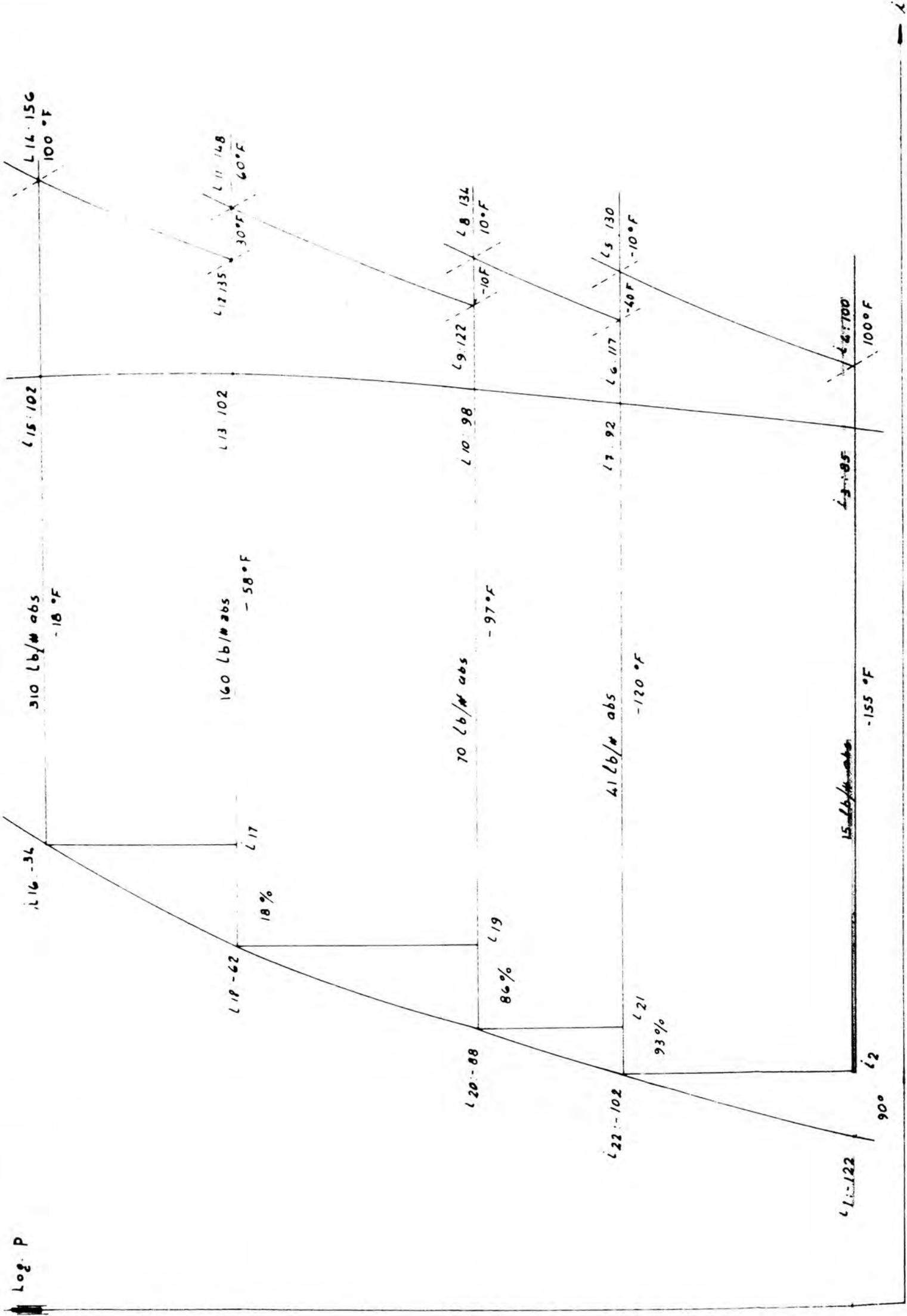
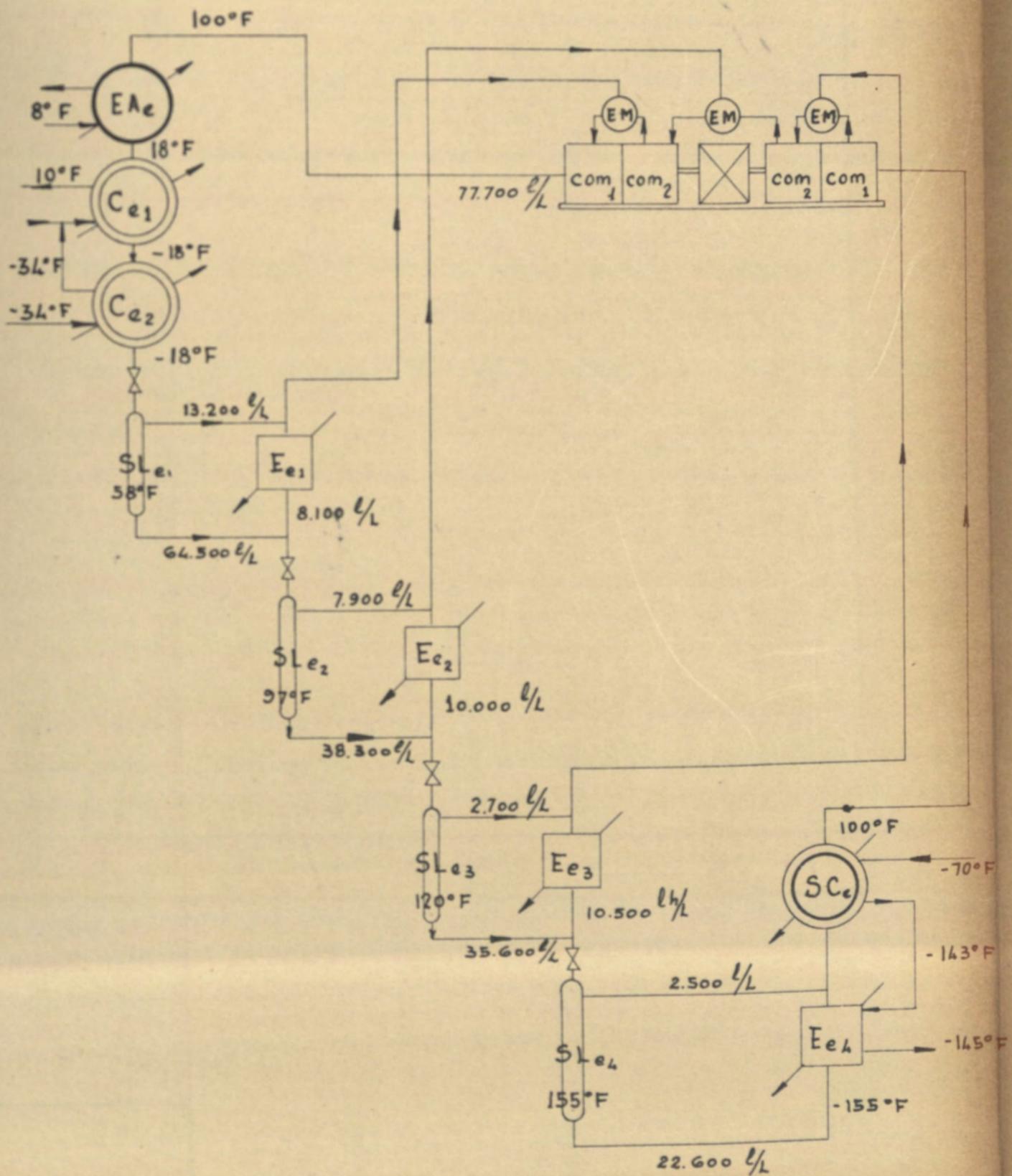


Diagrama de operación

ETILENO



Com: compresor
 EM: enfriador de mezcla
 EA: enfriador de alta
 C: condensador

SL: separador de liquido
 E: evaporador
 SC: sobrecalentador

DIAGRAMA DE MOLLIER C_3H_8

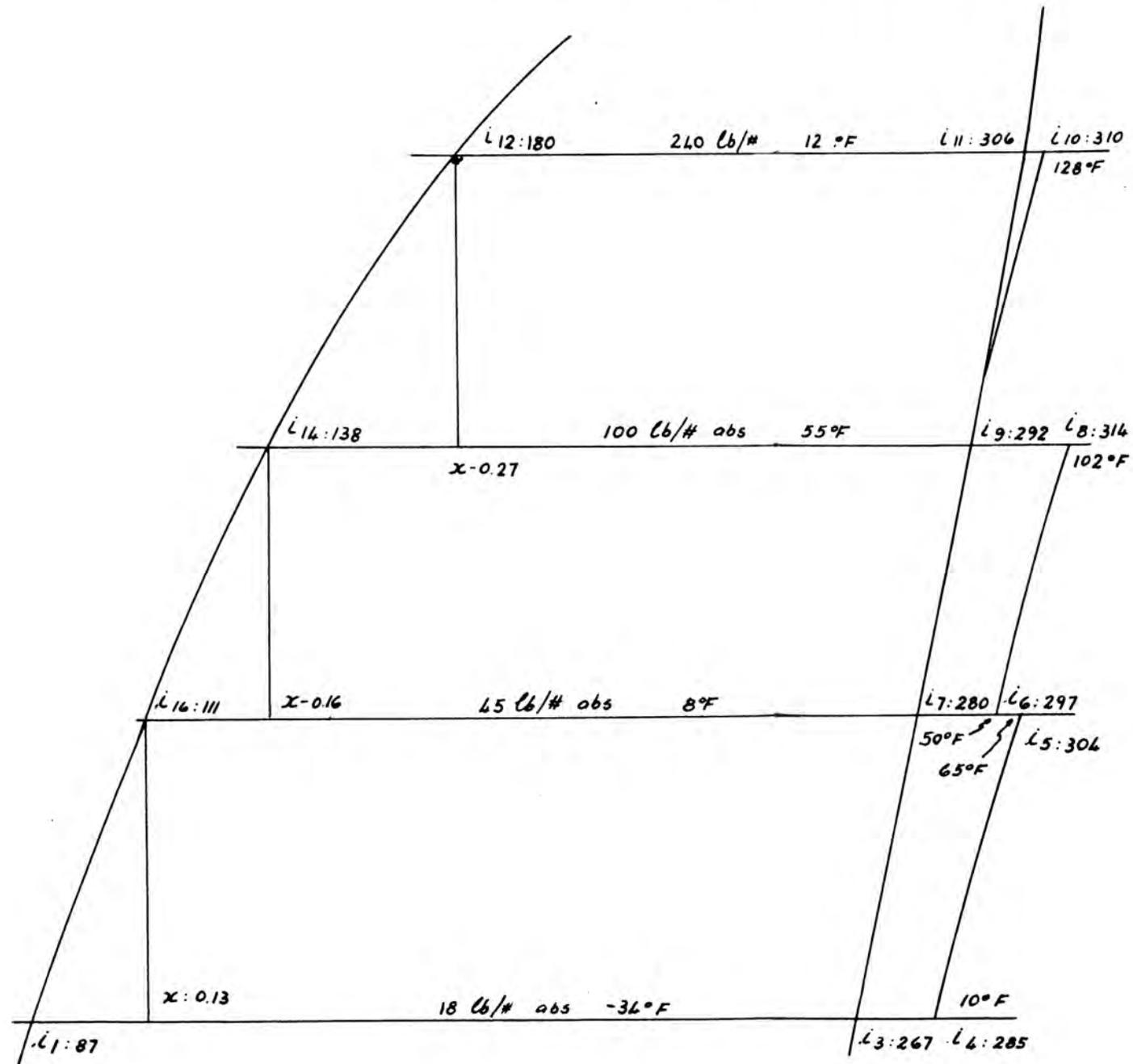
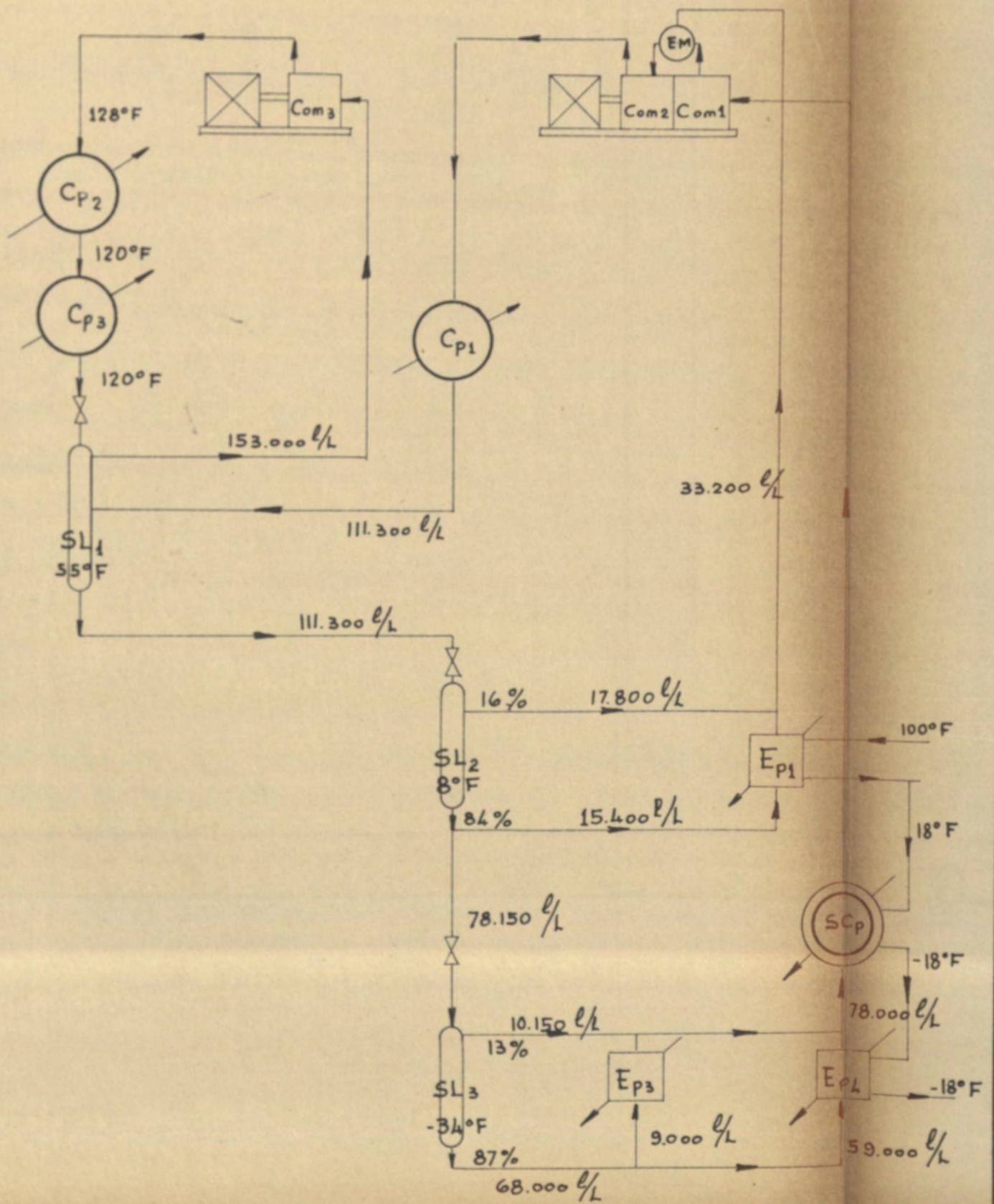


Diagrama de operación PROPANO



Com.: compresor
EM: enfriador de mezcla
C: condensador

SL: separador de liquido.
E: evaporador.
SC: sobrecalentador.

ETAPA DE RECUPERACION

CALCULO DE LA TORRE DEMETANIZADORA

GENERALIDADES.- Para calcular el número de platos de una torre de rectificación, para el caso de multicomponentes, recurrimos al trabajo de Gilliland. (Ind. Eng. Chem. Jul. 1940), que representa una correlación empírica entre el número teórico de platos y la relación de reflujo.

Para aplicar la relación de Gilliland es necesario conocer el número mínimo de platos a reflujo total y la relación de reflujo mínimo que se requiere.

1).- Número mínimo de platos teóricos.-

Cuando se desean separar dos componentes de una mezcla multicomponente, el que tiene el punto de ebullición más bajo se llama "componente de llave liviano"; y el que tiene el punto de ebullición más alto "componente llave pesado"

El número mínimo de platos teóricos se calcula por la ecuación de Fenske (Ind. Eng. Chem. 1932)

$$S_M = \frac{\log \left(\frac{X_{LKD}}{X_{LKW}} \right) \left(\frac{X_{HKW}}{X_{HKD}} \right)}{\log \alpha_{LK}} \quad (1)$$

S_M ; Número mínimo de platos para reflujo co

X ; Moles de cada componente en destilado o fondo por 100 mol

de alimentacion.

L_k ; Subíndice del componente llave liviano.

H_k ; Subíndice del componente llave pesado.

D ; Subíndice referente al destilado.

W ; Subíndice referente al fondo.

α ; Volatilidad relativa.

2).- Relación de reflujo mínimo.-

Gilliland ha propuesto algunas fórmulas para predecir la relación de reflujo mínima, pero todas poseen la desventaja - de estar compuestas de un número complejo de términos que requieren un cálculo aproximativo para su solución. la Ecuación más aceptable es la siguiente:

$$\left(\frac{O}{D}\right)_M + 1 = \left(\frac{\alpha_{LK} \cdot I_{LK}^{+1}}{\alpha_{LK}^{-1}}\right) \left(\frac{x_{LKD}}{I_{LK}} - x_{HKD}\right) \sum \frac{\alpha_L}{\alpha_L^{-1}} (x_{LD} - I_L x_{NKD}) \dots$$

$$\dots + \sum \frac{\alpha_H}{\alpha_{LK} - \alpha_H} \left(\frac{x_{LKD}}{I_H} - x_{HD}\right) \dots \dots \dots (2)$$

$\left(\frac{O}{D}\right)_M$; Es la mínima relación de reflujo correspondiente a un número de platos infinitos ($S = \infty$).

α_{LK} ; Volatilidad relativa del componente clave liviano con respecto al clave pesado.

x ; Fracción molar de cada componente en el líquido.

$\left(\frac{O}{D}\right)_M$; Se calculará para dos estados de vaporización de la alimentación:

I) Alimentación "líquida".- Corresponde a la vaporización de la fracción de alimentación correspondiente a los componentes más livianos que el componente llave liviano.

Para los componentes más livianos que el componente llave liviano es:

$$I_L = \frac{Z_L}{\alpha_L}$$

Y para el componente llave liviano y los más pesados que éste:

$$I_{LK} = Z_{LK} \quad \text{y} \quad I_H = Z_H$$

Siendo:

Z_L ; Relación de la fracción molar de cualquier componente liviano, al componente clave pesado en la alimentación.

Z_H ; Relación de la fracción molar del componente llave liviano con cualquier componente pesado en la alimentación.

II) Alimentación "vapor".- Corresponde a la vaporización de la fracción de alimentación que posee los componentes más livianos que el componente llave pesado.

Para los componentes más livianos que el componente llave pesado

$$I_L = Z_L/\alpha_L \quad \text{y} \quad I_{LK} = Z_{LK}/\alpha_{LK}$$

Y para los componentes más pesados que el componente llave pesado:

$$I_H = Z_H$$

Después de calculadas las relaciones de reflujo mínimas para alimentación "líquida" y "vapor", las relaciones de reflujo mínima para la vaporización real se determina por interpolación.

El primer término de la derecha de la ecuación (2) es el que corresponde a una mezcla binaria, o sea que dicha ecuación se transforma para una mezcla binaria cuando los componentes más livianos que el componente llave liviano tienen volatilidad infinita y todos los componentes más pesados que el componente llave pesado tiene volatilidad cero.

Bajo estas consideraciones, la ecuación es exacta cuando I_{LK} es la relación de los dos componentes en la fase líquida de la alimentación. Esto es, si la carga es introducida como un líquido en su punto de ebullición $I_{LK} = Z_{LK}$. Si la carga es introducida como en el punto de rocío $I_{LK} = Z_{LK}/\alpha_{LK}$ que es la relación de los dos componentes en el líquido de equilibrio.

Para estados intermedios de vaporización, I_{LK} puede ser calculada por interpolación directa de la mínima relación de reflujo sobre la base del porcentaje de vaporización y entre el líquido saturado y el vapor saturado como alimentación.

En el caso de mezclas de multicomponentes, la ecuación (2) es semiempírica y se hace necesario hacer una simplificación aproximada en su aplicación.

El vapor exacto de los I no pueden ser calculados directamente de la composición y del estado de vaporización de la alimentación, ya que el líquido del plato de alimentación no es i

gual a la fase líquida de la alimentación, como en el caso de una mezcla binaria.

Como resultado es necesario definir las I empíricamente para dos estados de alimentación vaporizada, arbitrariamente tomados para simular una mezcla binaria de los dos componentes llaves, y luego interpolar a la relación de reflujo mínima correspondiente a la vaporización real de la alimentación.

3).- Relación de Gilliland entre platos teóricos y Relación de reflujo.-

Se ha graficado los resultados de un gran número de ensayos con mezclas binarias y multicomponentes. Las coordenadas de dicho gráfico son:

$$\text{Ordenadas: } \phi(S) = \frac{[S - S_M]}{[S + 1]} \quad (3)$$

$$\text{Abscisa : } F\left(\frac{O}{D}\right) = \frac{\left[\left(\frac{O}{D}\right) - \left(\frac{O}{D}\right)_M\right]}{\left[\frac{O}{D} + 1\right]}$$

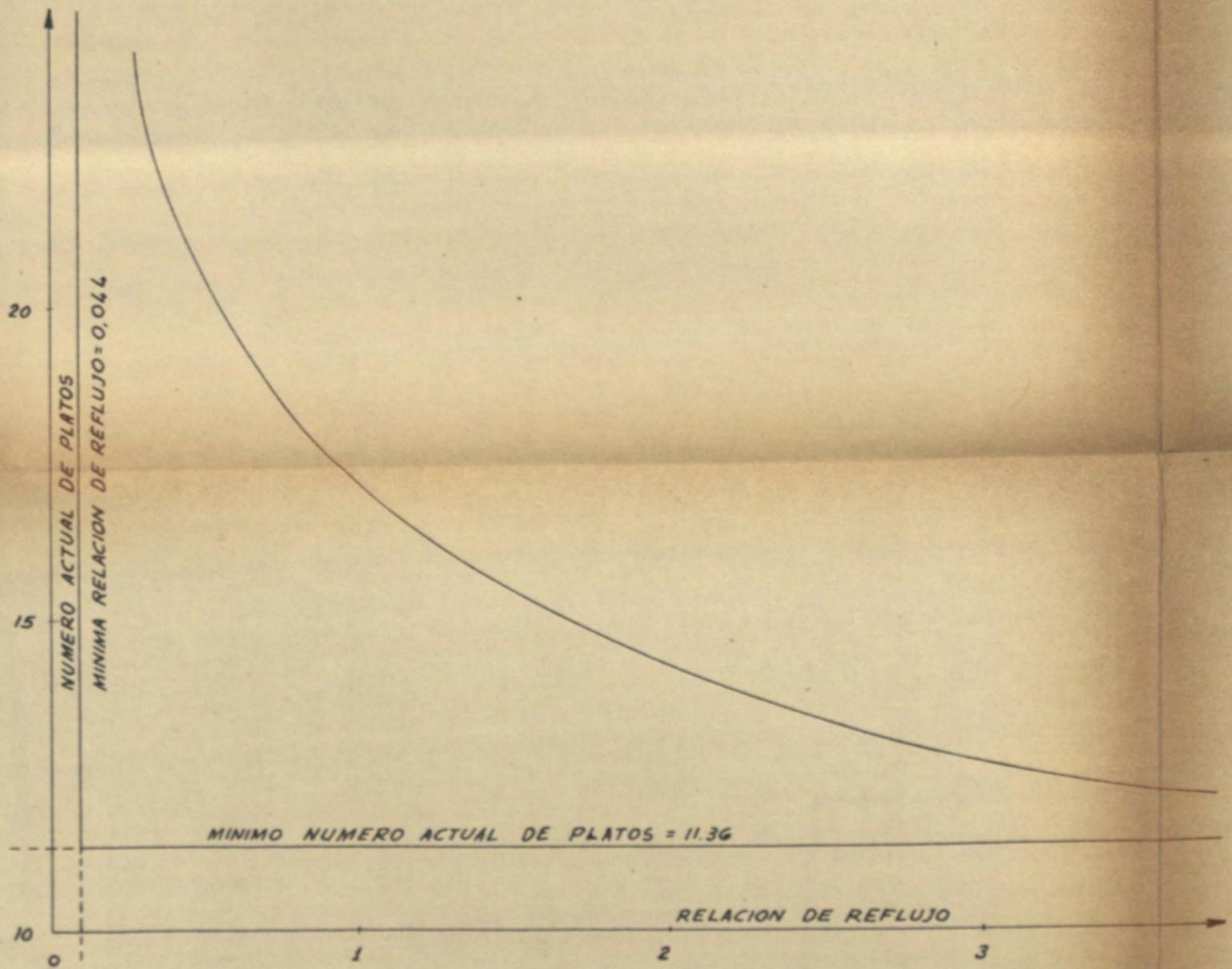
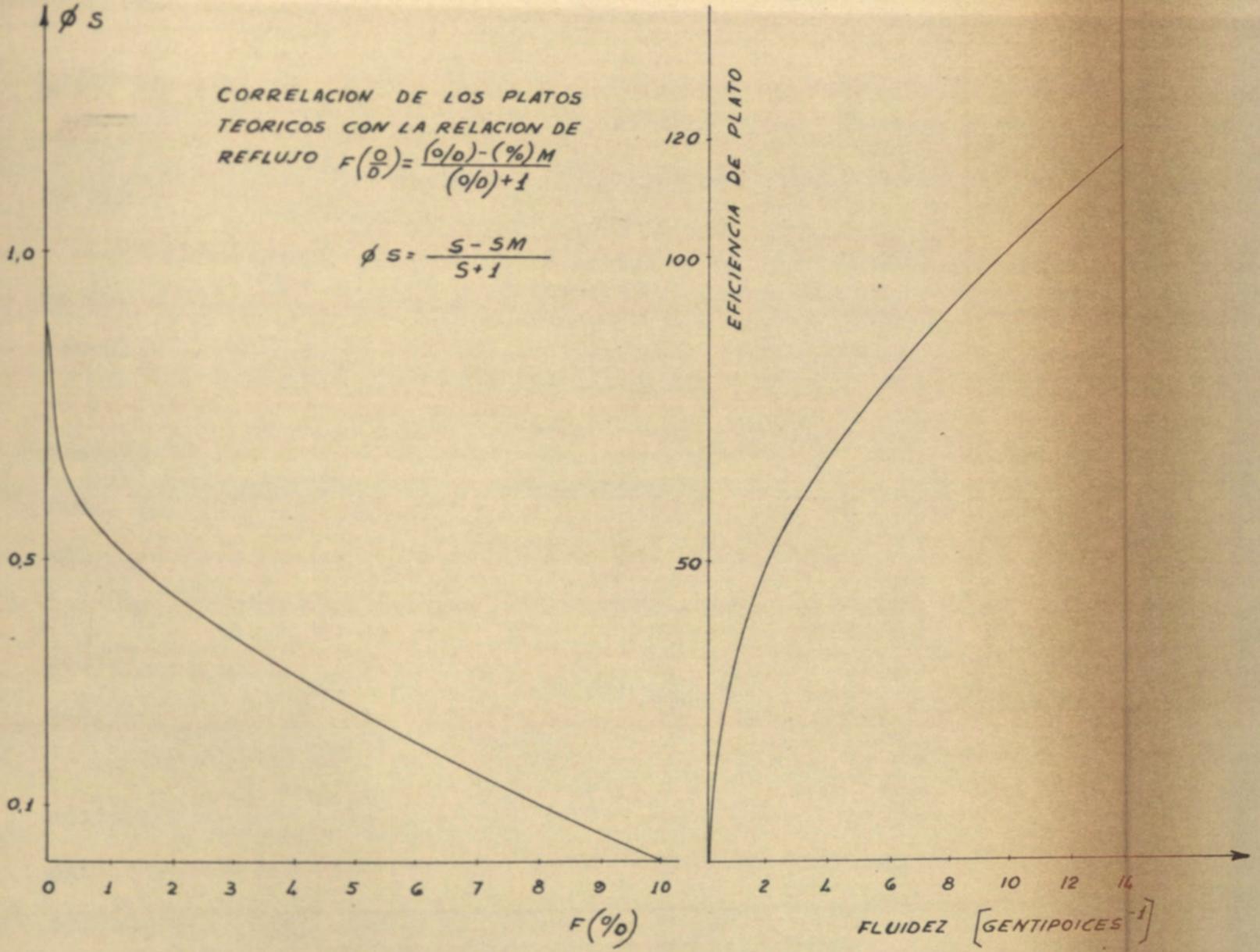
Se observó que todos los puntos podrían ser representados por una sola curva dependiente del tipo de grado de separación.

La coordenada correspondiente al mínimo reflujo está calculada por la ecuación (2).

Se aconseja aumentar en tres platos teóricos o el 10% el número de platos obtenidos por la correlación de Gilliland.

CORRELACION DE LOS PLATOS
TEORICOS CON LA RELACION DE
REFLUJO $F(\frac{0}{0}) = \frac{(0/0) - (\%)M}{(0/0) + 1}$

$$\phi S = \frac{S - SM}{S + 1}$$



4).- Eficiencia del plato.-

Debido al gran número de factores que indudablemente influyen en la eficiencia del plato de una torre de fraccionamiento, cada fórmula deberá incluir las variantes más importantes.

Gunnes (Sc, D. Thesis, Mass. Ins. Tech. 1936) correlacionó los resultados de algunas investigaciones sobre mezclas de petróleo en base a la presión de vapor del líquido. Este es un método de correlación indirecta entre la eficiencia del plato y la viscosidad del líquido; considerando que la viscosidad de hidrocarburos puros y las fracciones con punto de ebullición cercano es función de la presión de vapor.

La eficiencia del plato fué llevada a un gráfico con respecto a la fluidez (inversa de la viscosidad) para un gran número de ensayos hechos en torres comerciales. (Ibid. pag. 245)

Cuando la eficiencia del plato excede el 100% para fluidez mayor que 9 cp^{-1} , no es un error, debido a que el flujo del líquido a través de los platos origina un gradiente de concentración que puede lograr un mayor grado de fraccionamiento que el líquido en el plato está en equilibrio con el vapor.

5).- Localización del plato de carga.-

Una aproximación simple para localizar el plato de carga, consiste en suponer que la proporción de platos actuales sobre el de alimentación, será la misma que se requiere

re para realizar la misma separación entre los componentes llave a reflujo total. Esto es, el número de platos teóricos a reflujo total se calcula para el cambio de concentración de los componentes llave entre las composiciones del destilado y la alimentación.

Se supone luego que la relación de estos al número total de platos teóricos, a una relación de reflujo infinito, es la misma que la relación de los platos actuales sobre el de alimentación, al número total de platos.

CALCULO NUMÉRICO DE LA TORRE DEMETANIZADORA

Condiciones de entrada.

Las especificaciones con que entra la alimentación son las siguientes:

1).-

Composición	Moles %
Inertes	15,00
Hidrógeno	15,40
Metano	31,00
Etileno	7,80
Etano	16,10
Propileno	7,20
Propano	6,60
Butano	0,90
	100,00

Componente llave liviano: Metano

Componente llave pesado : Etileno

2).- Presión: $P_1 = 40 - 2 = 38 \text{ atm.} = 541 \text{ p.s.i.}$

Se considera que la pérdida de presión desde el compresor a la torre es de 2 atm.

3).- Temperatura: Se supone que el 40% de la alimentación entra en forma de vapor y el 60% en fase líquida, luego se determinará la temperatura a la cual la alimentación estará en dichas condiciones especificadas (se aplica el criterio del -

Eng. Data Book p. 165).

COMPONENTE	M	1er. Tanteo: -100°F				2do. Tanteo: -150°C				V
		K	$\frac{KV}{L} + 1$	$\frac{M}{\frac{V}{K_T} + 1}$		K	$\frac{KV}{L} + 1$	$\frac{M}{\frac{V}{K_T} + 1}$	L	
Inertes	15,4	5,800	4,89	3,07	3,400	3,97	4,58	4,58	10,42	
Hidrógeno	15,4	14,000	10,38	1,46	16,000	11,52	1,33	1,33	14,07	
Metano	1,0	1,500	2,01	15,42	0,780	1,52	20,04	20,04	10,96	
Etileno	7,8	0,370	1,20	6,60	0,200	1,13	6,91	6,91	0,89	
Etano	16,1	0,210	1,14	14,10	0,100	1,07	15,10	15,10	1,00	
Propileno	7,2	0,042	1,03	6,78	0,020	1,04	7,01	7,01	0,19	
Propano	6,6	0,045	1,03	6,40	0,014	1,01	6,56	6,56	0,05	
Butano	0,9	0,010	1,01	0,05	0,002	1,01	0,85	0,85	0,05	
	100,0			53,88			61,37	61,37	38,63	

Se tomará como temperatura de entrada t_1 150°F .

Determinación del punto de rocío del destilado y del punto de ebullición del fondo.-

(Se aplica el criterio del Eng. Data Book p. 156)

Al fin de calcular la volatilidad promedio, el punto de rocío del destilado y el punto de ebullición del fondo deberán ser calculados por tanteos utilizando las composiciones su-
puestas.

La presión del fondo de la torre se considera igual a la de la alimentación; en cambio la de la cabeza se disminuye en 3 p.s.i. debido a la pérdida de carga a través de la torre.

Destilado:

COMPONENTES	t = -150°F			t = -170°F	
	M	K	$\frac{M}{K}$	K	$\frac{M}{K}$
Inertes	15,0	3,5	4,28	2,6	5,78
Hidrógeno	15,4	16,5	0,95	16,6	0,95
Metano	30,8	0,8	38,50	0,6	53,00
Etileno	0,6	0,1	3,33	0,3	1,76
	61,8		47,06		61,49

Presión 538 p.s.i.

Si la suma de los $M/k = M$ el vapor se encuentra en el punto de rocío.

Temperatura de rocío: t = -170°F

Fondo.

COMPONENTE	M	1er. Tanteo 60°F		2do. Tanteo 80°F	
		K	M.k	k	M . k
Etileno	7,2	1,40	10,10	1,55	11,09
Etano	16,1	0,99	15,49	1,15	18,50
Propileno	7,2	0,55	3,60	0,60	4,32
Propano	6,6	0,42	2,78	0,50	3,30
Butano	0,9	2,18	1,96	0,22	0,20
Metano	0,2	2,98	0,60	3,10	0,62
	38,2		34,53		38,03

La presión es de 541 p.s.i

Si la suma de los $M.k = M$ el líquido se encuentra en el punto de ebullición.

Temperatura de ebullición: $t = 80^{\circ}\text{F}$.

Cálculo de la volatilidad α_{LK} .

Se halla determinando la media geométrica entre las α_{LK} en el punto de rocío y en el de ebullición.

COMPONENTE	Destilado: t = -170°F		Fondo: t = 80°F		α_{av}
	K	$\alpha_D = \frac{K_i}{K_{HP}}$	K	$\alpha_B = \frac{K_i}{K_{HP}}$	
Inertes	2,60	7,650	11,40	7,360	7,420
Hidrógeno	16,60	48,800	10,00	6,430	17,740
Metano	0,58	1,701	3,05	1,980	1,840
Etileno	0,34	1,000	1,55	1,000	1,000
Etano	0,08	0,236	1,15	0,742	0,421
Propileno	0,02	0,044	0,60	0,388	0,119
Propano	0,01	0,024	0,50	0,322	0,088
Butano	0,01	0,003	0,22	0,142	0,026

Todas estas volatilidades se han calculado en base al componente clave pesado (Etileno).

Mínimo número de platos teóricos.- (Reflujo total)

Se calcula aplicando la fórmula (1)

$$SM = \frac{\log \left(\frac{30.8}{0.2} \right) \left(\frac{7.2}{0.6} \right)}{\log 1.838} = \frac{\log 1858}{\log 1.838} = \frac{3,26905}{0,2644} = 12 \text{ platos teóricos}$$

Relación de reflujo mínima.-

Se aplica al criterio explicado en el 2do. punto - del método general o sea, determinando las relaciones - de reflujo para "Alimentación líquido" y "Alimentación vapor" e interpolando luego.

COMPONENTES	TIPO	FRACCION MOLAR (x)			α_{av}
		Aliment.	Destil.	Fondo	
Inertes	L	0.150	0.150	-----	7,420
Hidrógeno	L	0,154	0,154	-----	17,740
Metano	LK	0,310	0,380	0,002	1,838
Etileno	HK	0,078	0,006	0,072	1,000
Etano	H	0,161	+	0,161	0,421
Propileno	H	0,072	-	0,072	0,119
Propano	H	0,066	-	0,066	0,088
Butano	H	0,009	-	0,009	0,021

L: Componente liviano

H: Componente pesado

LK: Componente llave

HK: Componente llave

liviano.

pesado.

Valores de z , I para "Alimentación líquida" y "Alimentación vapor".

Según criterio del punto 2:

"Alimentación líquida"

$$z_L = \frac{x \Delta L}{x \Delta_{HK}}$$

$$z_{LK} = \frac{x \Delta_{LK}}{x \Delta_{HK}}$$

$$z_H = \frac{x \Delta_{LK}}{x \Delta_H}$$

$$I_1 = \frac{z_L}{\alpha_L}$$

$$I_{LK} = z_{LK}$$

$$I_H = z_H$$

"Alimentación vapor"

$$Z_L = \frac{x \Delta_L}{x \Delta_{HK}} \quad Z_{LK} = \frac{x \Delta_{LK}}{x \Delta_{HK}} \quad Z_H = \frac{x \Delta_{LK}}{x \Delta_H}$$

$$I_i = \frac{Z_L}{\alpha_L} \quad I_{LK} = \frac{Z_{LK}}{\alpha_{LK}} \quad I_H = Z_H$$

COMPONENTES	"ALIMENTACION LIQUIDA"			"ALIMENTACION VAPOR"		
	Z _L	I _L	I _H	Z _L	I _L	I _H
Inertes	1,921	0,191	-	1,921	0,191	-
Hidrógeno	2,030	1,162	-	2,030	1,191	-
Metano	3,960	3,960	-	3,960	2,160	-
Etileno	-	-	-	-	-	-
Etano	-	-	1,93	-	-	1,93
Propileno	-	-	4,31	-	-	4,31
Propano	-	-	4,69	-	-	4,69
Butano	-	-	34,40	-	-	34,40

"Alimentación líquida" con un 38% de vaporización .-

(% Inertes + H₂)

$$\left(\frac{O}{D}\right)_M + 1 = \left(\frac{1.838 \times 0.96 + 1}{1.838 - 1}\right) \left(\frac{0.308}{0.96} - 0.006\right) + \frac{17.74}{17.74 - 1}$$

$$(0.154 - 1.162 \times 0.006) + \frac{7.42}{7.42 - 1} (0.15 - 0.191 \times 0.006) +$$

$$+ \frac{0,421}{1,838-0,421} \left(\frac{0,308}{1,93} - 0 \right) + \frac{0,119}{1,838-0,119} \left(\frac{0,308}{1,93} - 0 \right) +$$

$$+ \frac{0,088}{1,838-0,088} \left(\frac{0,308}{4,69} - 0 \right) + \frac{0,021}{1,838-0,021} \left(\frac{0,308}{34,4} - 0 \right)$$

$$\left(\frac{O}{D} \right)_M = 0,71+0,152+0,13+0,0476+0,0021+0,0007+0,0006-1=0,043$$

"Alimentación vapor" con 69,2% de vaporización.-

(Int H₂ + CH₄ + C₂H₄)%

$$\left(\frac{O}{D} \right)_M + 1 = \left(\frac{1,838 \times 2,16 + 1}{1,838-1} \right) \left(\frac{0,308}{2,16} - 0,006 \right) +$$

$$+ \frac{17,74}{17,74-1} (0,154-1,162 \times 0,006) +$$

$$+ \frac{7,42}{7,42-2} (0,15-0,191 \times 0,006) + \frac{0,421}{1,838-0,421} \left(\frac{0,308}{1,93} - 0 \right) +$$

$$+ \frac{0,119}{1,838-0,119} \left(\frac{0,308}{4,31} - 0 \right) + \frac{0,088}{1,838-0,088} \left(\frac{0,308}{4,69} - 0 \right) +$$

$$+ \frac{0,021}{1,838-0,021} \left(\frac{0,308}{39,4} - 0 \right)$$

$$\left(\frac{O}{D} \right)_M = 1,043+0,153+0,13+0,0476+0,0021+0,0007+0,0006-1=0,05$$

La alimentación, según datos anteriores, está vaporizada al 38,63% se interpola para este valor, obteniendo la re-

lación de reflujo mínima correspondiente a la vaporización de la alimentación.

$$\left(\frac{O}{D}\right)_M = 0,043 + \left(\frac{38,63 - 30,4}{69,2 - 30,4}\right) (0,05 - 0,043) = 0,044$$

Correlación entre platos teóricos y relación de reflujo.-

Usando los valores del número mínimo de platos teóricos $S_M = 12$ y la mínima relación de reflujo (0,044) obtenidos anteriormente, se traza un gráfico que relaciona el número de platos teóricos correspondientes a varios reflujos utilizando el criterio del párrafo 3, Gráfico I.

	O/D	F(O/D)	S	Ø (S)	Platos teóricos. P *
$(O/D)_M$	0,044	-	∞	-	∞
	0,700	0,386	18,00	0,315	16,00
	1,000	0,478	17,02	0,260	15,02
	1,500	0,582	15,03	0,202	13,03
	2,000	0,652	14,58	0,164	12,58
	2,500	0,702	14,10	0,140	12,10
	3,000	0,758	13,82	0,121	11,82
	4,000	0,792	13,40	0,096	11,40
	∞	-	S 12,00	-	10,00

* .- Es necesario hacer notar que el rebuiler es considera-

do equivalente a un plato teórico; y cuando existe una condensación parcial en lugar de una total, se debe considerar también equivalente a otro plato teórico.

En nuestro caso se presentan las dos condiciones luego será:

$$P = S - 2$$

Número real de platos de fraccionamiento.-

Para determinar el número real de platos, es necesario conocer el promedio de viscosidad del líquido de los platos. La viscosidad es tomada a una temperatura promedio entre la cabeza y el fondo de la torre.

La viscosidad de la mezcla se obtiene como la suma de los valores de cada componente, dicho valor está constituido por el producto:

$$\mu = x \cdot \rho \cdot \nu$$

x ; fracción molar ρ ; densidad

ν ; viscosidad cinemática.

Con el valor de la fluidez (inversa de la viscosidad) se recurre al gráfico de Maxwell (pág. 245) y se obtiene la eficiencia.

Gráfico II

COMPONENTES	FRACC. MOLAR	DENSID.	VIS.CINEM.	VISCOS.
	X	ρ	ν	(centip.)
Inertes	0,150	0,808	0,010	0,0121
Hidrógeno	0,154	0,009	0,020	0,0001
Metano	0,310	0,160	0,280	0,0149
Etileno	0,078	0,535	0,378	0,0156
Etano	0,161	0,530	0,378	0,0323
Propileno	0,072	0,650	0,740	0,0365
Propano	0,066	0,650	0,740	0,0326
Butano	0,009	0,675	1,010	0,0061
				0,1501

$$\text{Fluidez: } 1/\mu = 1/0,1501 = 6,63$$

Del gráfico de Maxwell Pág. 245 se obtiene una eficiencia de plato de 86,5%.

Usando la eficiencia de platos de 86,5% el número de platos reales [R] es computado para varias relaciones de reflujo.

$$[R] = P \times \text{Eficiencia}$$

El número actual de platos está graficado contra la relación de reflujo en el gráfico III.

Adoptando una relación de reflujo de 1, el número de platos reales correspondientes es de 17,52 que, incrementados en un 10% resultan 20 platos.-

Localización del plato de carga.-

El cálculo del número de platos por encima del alimentador, se basa en la relación de platos teóricos al reflujo total necesario para producir el cambio en la concentración de los componentes llave entre la alimentación y el destilado. Esta proporción es aplicada al número real de platos (incluyendo el reboiler) para calcular el número de platos por debajo del de alimentación.

Para tener en cuenta cualquier diferencia apreciable en la volatilidad relativa, arriba y por debajo del plato de alimentación, la volatilidad relativa usada para calcular los platos de reflujo total entre la alimentación y el destilado, está dada por la fórmula:

$$\alpha_n = \left(\frac{\alpha_{LKD}}{\alpha_{HKD}} \times \frac{\alpha_{LKA}}{\alpha_{HKD}} \right)^{1/2} = \left(\frac{1,071}{1,000} \times \frac{4,000}{1,000} \right)^{1/2} = 2,57$$

El número de platos para reflujo total, requeridos entre la alimentación y el destilado, se puede calcular por la fórmula:

$$\alpha_n^n = \left(\frac{X_{DLK}}{X_{ALK}} \right) \left(\frac{X_{AHK}}{X_{DHK}} \right) \left(\frac{30,8}{31} \right) \left(\frac{7,8}{0,6} \right) = 2,57^n \quad n = 2,79$$

El número de platos reales sobre la alimentación será:

$$\frac{n}{S_M} (R + 1) = \frac{2,79}{12} (20 + 1) = 4,90$$

La vaporización de la alimentación puede ser tomada

en cuenta por adición de la fracción vaporizada an, mientras que 100% de vaporización será equivalente a un plato teórico a reflujo total.

Se cambiará la proporción de platos sobre el de alimentación en la siguiente forma:

$$\left(\frac{n + \text{vaporización}}{S_M} \right) (R + 1) = \frac{2,79 + 0,38}{12} (20+1) = 5,55$$

platos

Platos sobre el de alimentación : 6

Alimentación de la torre: plato 4

plato 6

plato 8

ETAPA DE RECUPERACION

ETAPA DE RECUPERACION

CALCULO DE LOS PLATOS Y DEL DIAMETRO DE LA TORRE.-

En este cálculo se sigue el trabajo de "Petroleum Refiner - Vol 32, No. 1 Pág. 150".

Datos para el cálculo.-

Carga: 29,000 Kg/hora.

Vapor (Destilado + reflujo) :

$$x = \frac{29,800 \times 1871.1}{2398,46} = 23.350 \text{ Kg/hora}$$

Líquido (Fondo + retorno reboiler): 77.800 Kg/hora.

Densidad del líquido:

COMPONENTE	FRACCION MOLAR	DENSIDAD Kg/dm ³	FRACCION DE DENSIDAD.
Metano	0,015	0,30	0,0045
Etileno	0,276	0,23	0,0635
Etano	0,477	0,37	0,1770
Propileno	0,127	0,52	0,0660
Propano	0,104	0,51	0,0530
Butano	0,009	0,58	0,0050

0,3690 kg/dm³

Densidad del vapor: $\rho = P.M/V \text{ mol}$

COMPONENTES	y	P.M.	y P.M.
Inertes	0,168	14	0,36
Hidrógeno	0,131	2	0,26
Metano	0,681	16	10,90
Etileno	0,018	28	0,30

P.M.13,82

$$V_{\text{molar}} = R.T/\pi = \frac{0,08205 \text{ m}^3 \text{ at/Kmol } \text{ } ^\circ\text{K} \times 166 \text{ } ^\circ\text{K}}{38 \Delta t} = 0,36 \text{ m}^3/\text{Kmol}$$

$$\rho = \frac{13,82}{0,36} = 43,2 \text{ Kg/m}^3$$

Temperatura promedio

$$\frac{60 + (-160)}{2} = -50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Densidad de vapor a - 50°F

$$V_{\text{molar}} = R.T/\pi = \frac{0,0205 \times 227.4}{38 \Delta} = 0,50 \text{ m}^3$$

$$\rho = \frac{13.82}{0.50} = 27,6 \text{ Kg/m}^3$$

CAPACIDAD DE VAPOR DE LAS CAMPANAS

Se aplica la ecuación

$$V_c = \frac{n \cdot w \cdot S_o^{3/2}}{2.43} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}}$$

n ; Número de ranuras por campanas

w ; Ancho de la ranura (pulgadas)

S_o ; Altura de ranuras (pulgadas)

L ; Densidad del líquido (lb/pie³)

G ; Densidad del vapor (lb/pie³)

De catálogo se adopta:

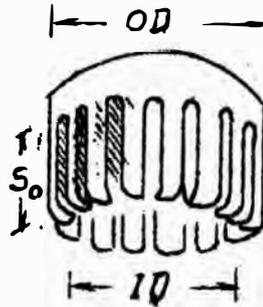
O.D. : 35"

I.D.: 3 3/8"

n : 25

w : 4/16"

S_o : 1 1/8" = 1,125"



$$V_c = \frac{25 \times 0.25 \times 1.125^{3/2}}{2.43} \sqrt{\frac{369}{27.6}} = 3.15 \times 3.7 = 11.65 \text{ pie}^3/\text{min}$$

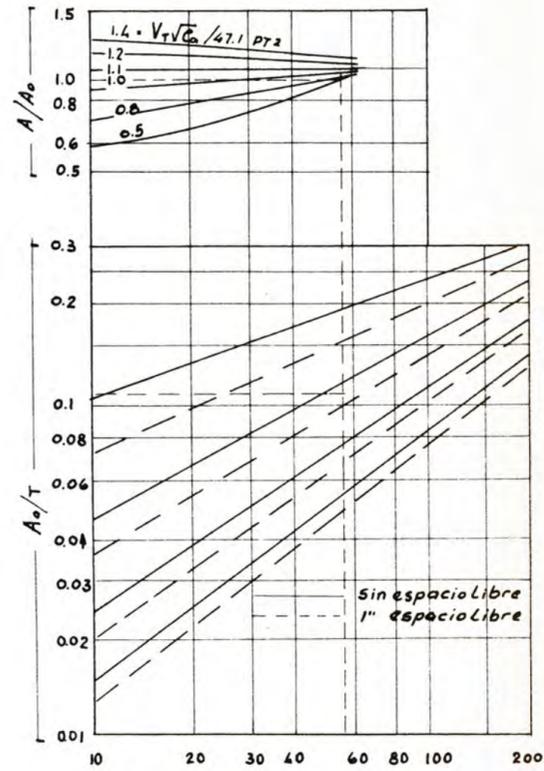
Dado en m³/hora: 11,65 x 1,7 = 19.8 m³/hora

AREA POR TAZA

Aplicando la fórmula:

$$a_c = 0,00545 (2 \cdot S_o + D_c)^2$$

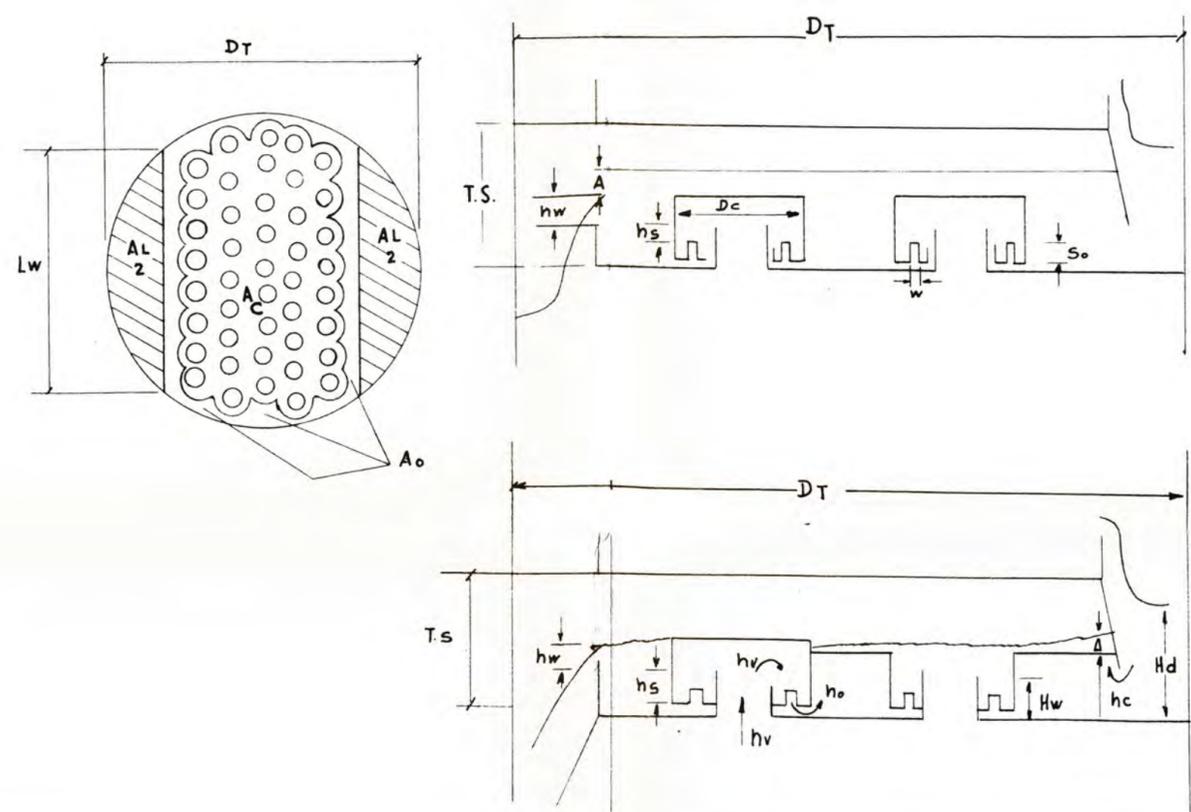
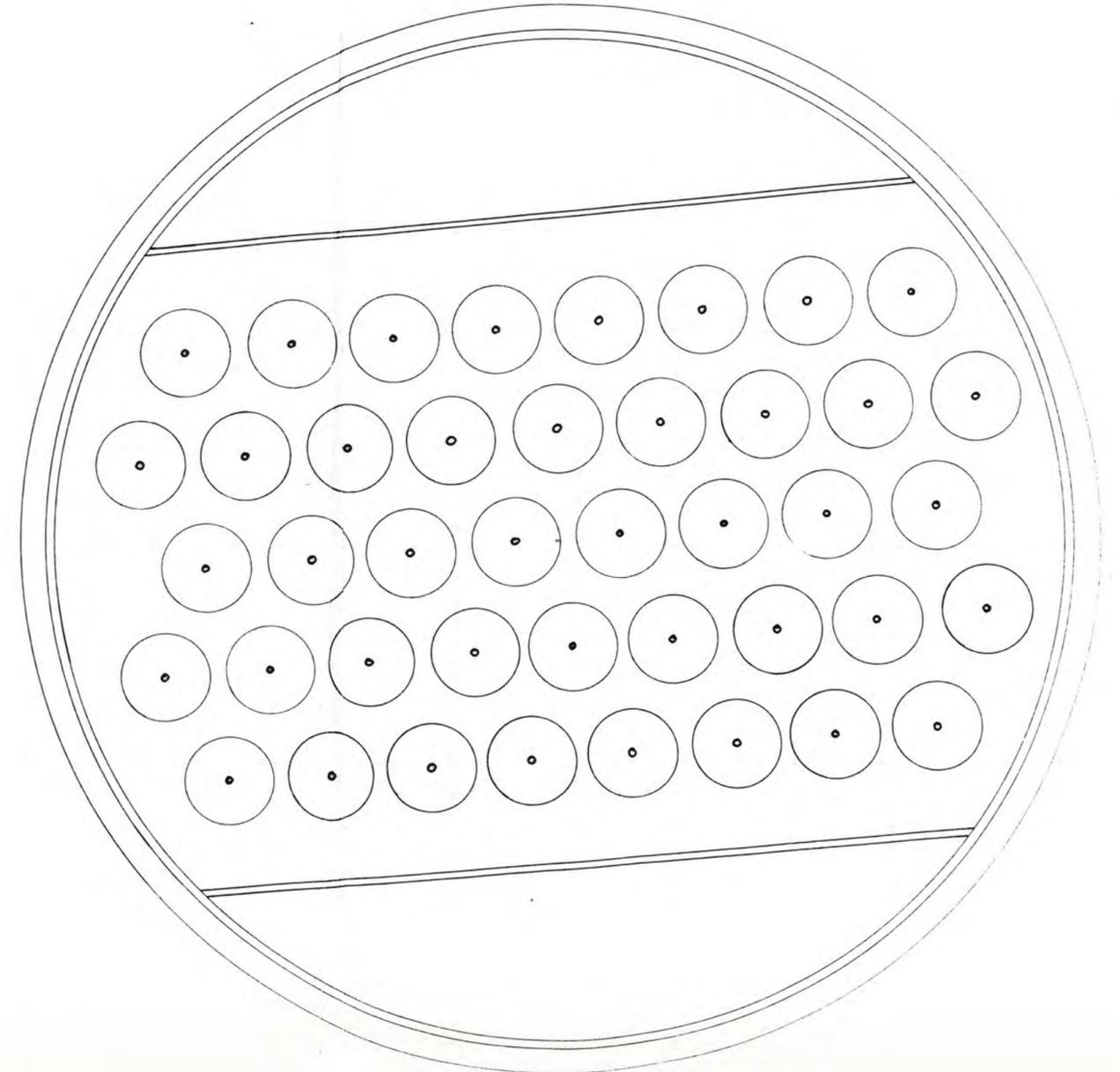
D_c = O.D. (en pulgadas)



Espacio Minimo Admisible Entre Platos
Aguo, Aceite Liviano y Gasolina

Abertura de la Ronura de Descarga S_o	$1/4$ "	$1/2$ "	1 "
Espacio Sumergido Pulg.			
$1/4$	4	9	12
$1/2$	4	9	12
1	6	11	16
$1\ 1/2$	7	12	18
2	8	14	20
$2\ 1/2$	8	14	20
$3\ 1/2$	10	17	24
5	13	22	30

DETALLES DE UN PLATO



$$a_c = 0,00545 (2 \times 1,125 + 3,5)^2 = 0,18 \text{ pie}^3$$

NUMERO DE TAZAS POR PLATO

Será igual al volumen total de vapor en la columna dividido la capacidad de vapor por taza.

$$N = V_t / V_c$$

V_t = Carga de vapor en la torre

$$V_t = \frac{23,330 \text{ Kg/hora}}{27,6 \text{ Kg/m}^2} = 844 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$N = \frac{844 \text{ m}^2/\text{hora}}{19,8 \text{ m}^2/\text{hora}} = 42,5 \quad 43 \text{ Tazas}$$

AREA OCUPADA POR EL TOTAL DE CAMPANAS

Comprende el área ocupada por las campanas más el espacio entre ellas (según se dispongan en cuadrado o en triángulo).

Se aplica la ecuación:

$$A_c = N \cdot a_c / F$$

$$\square = 0.785$$

$$\triangle = 0.905$$

Adoptamos distribución en triángulo

$$A_c = \frac{43 \times 0,18}{0,905} = 8,55 \text{ pie}^2$$

PERDIDA DE AREA (A_o)

Tiene en cuenta la periferia y distancia al vertedero.

Se toma 20% de A_c

$$20\% \text{ de } A_c = 8,55/5 = 1,71 \text{ pie}^2$$

AREA OCUPADA POR VERTEDEROS

Se aplica la fórmula:

$$A_1 = 0,0534 L/V_L$$

L ; Capacidad de líquido de la columna (gal/min)

V_L ; Velocidad de líquido en los vertederos (pulg/seg)

L ; $77,800 \text{ Kg/hora} / 369 \text{ Kg/m}^3 = 210 \text{ m}^3/\text{hora}$.

$$= 210 \text{ m}^3/\text{hora} \times 0.473 \text{ gal.hora/m}^3\text{min} = 99.2 \text{ gal/min}$$

V_L = Se adopta generalmente 4 pulg./seg.

$$A_1 = 0,0534 \frac{99.2}{4} = 1,33 \text{ pie}^2$$

DIAMETRO DE LA TORRE

Se aplica la fórmula:

$$D_T = \left[\frac{\Delta_c + \Delta_L + \Delta_o}{0,785} \right]^{1/2}$$

$$D_T = \left[\frac{8,55 + 1,33 + 1,11}{0,785} \right]^{1/2} = \sqrt{14,75} =$$

$$= 3,85 \text{ pie} = 1,17 \text{ m.}$$

Se adopta un exceso de 15%. Resultando: 1,25 m.

CALCULO DEL ESPACIO ENTRE PLATOS

Determinación de H_s (nivel estático): Excepto en instalaciones en que se deseen espacios estrechos, o donde los líquidos tienen tendencia a formar espuma, h_s se toma 1/4 de pulgada.

Para h_s se adoptará: 1/4"

Determinación de h_w (altura de la cresta sobre el vertedero)

Se calcula por la fórmula:

$$h_w = 0.48 \left[\frac{Q_w}{L_w} \right]^{2/3}$$

Q_w ; Flujo de líquido sobre el vertedero (Gal/min)

L_w ; Longitud del vertedero (")

Para Q_w se toma el mismo valor del utilizado para el cálculo del arca del vertedero: 99,2 Gal/min.

Para L_w , se calcula la cuerda, conocida el área del segmento circular ($A_L/2 = 0,625$) y el radio del plato ($R = 1,925$).

Cuerda = 2,37 pie = 28,44"

De lo que resulta:

$$h_w = 0.48 \left[\frac{99.2}{28.44} \right]^{2/3} = 0,48 \times 1,99 = 0,892 \text{ pulg.}$$

Determinación de Δ_o (Gradiente de líquido):

Se utiliza el gráfico de la FIG. 1 (Δ_o/r vs Q_w/D_T)

$$\frac{Q_w}{D_m} = \frac{99.2}{3.85} = 25,8$$

Q_w (Flujo de líquido sobre el vertedero).

Altura del vertedero: Se toma aproximadamente como $S_0 + h_s$.

$$1,125 + 0,25 = 1,375 \quad \text{Se toma } \sim 2''$$

Del gráfico resulta: $\Delta_0/r = 0,075$

r = Número de filas de campanas normales al flujo del líquido.

Resolviendo en forma gráfica $r = 5$

Luego será:

$$\Delta_0 = 0,075 \times 5 = 0,375$$

Determinación de Δ (Gradiente de líquido corregido)

Se hace una corrección por velocidad de vapor, empleando la fórmula:

$$\frac{V_T \sqrt{\rho_G}}{47,1 \cdot D_T^2} = \frac{8,44 \frac{m^3}{hora} \times 0,45 \frac{pie^3 hora}{m^3 min} \sqrt{27,6 \frac{Kg}{m^3} \times 0,0625 \frac{\#m^3}{Kg pie^3}}}{47,1 \times 3,85^2}$$

Que aplicada al gráfico 1 resulta $\Delta/\Delta_0 = 0,315$

Luego, será:

$$\Delta = 0,375 \times 0,84 = 0,315$$

Determinación de la altura total sumergida:

Se hará por la fórmula:

$$h_s + h_w + \Delta/2 = 1,299''$$

Aplicando la Tabla I para $S_0 \sim 1''$ y altura sumergida

~ 1 1/2" la separación entre platos es de 18" = 45,7 cm.

CALCULO DE LA ALTURA TOTAL DE LA TORRE

De acuerdo al cálculo anterior, para 20 platos será:

$$20 \times 0,457 = 9,14 \text{ m.}$$

ANALISIS HIDRAULICO DEL DISEÑO DE PLATOS

CAIDA DE PRESION DEL VAPOR EN EL TUBO ASCENDENTE.- (h_u)

Se aplica la fórmula:

$$h_u = \frac{0,111 \cdot d_u}{\rho_L} \left[v_u \cdot \sqrt{\rho_G} \right]^{2.09}$$

 d_u = Diámetro interno del tubo ascendente (pulg.) v_u = Velocidad de vapor en el tubo en (pie/seg). G = Dens. de vapor (lb/pie^3) L = Dens. líquido (lb/pie^3)

La velocidad del vapor la calcularemos en base a V_c (capacidad de vapor por taza), y el área del tubo ascendente.

Area del tubo ascendente (según catálogo): $F = 4,20 \text{ sq.inch}$ Diámetro interno tubo (según catálogo) I.D. = $2,312 \text{ inch}$.

$$v_u = \frac{V_c}{F} = \frac{11.65 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}}}{4.20 \text{ sq.inch} \times \frac{1}{144} \frac{\text{ft}^2}{\text{sq.inch}}} = 168 \text{ pie/min} = 2,8 \text{ pie/seg.}$$

$$h_u = \frac{0.111 \times 2.312''}{369 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 0.0625 \frac{\text{lbm}^3}{\text{Kg pie}^3}} \left[28 \times \sqrt{27.6 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 0.0625} \right] =$$

= 0,168 pulg. de líq. de plato.

PERDIDA POR INVERSION DEL VAPOR AL ENTRAR EN LA CAMPANA.- (h_r)

Se aplica la fórmula:

$$h_r = \frac{2,22}{\rho_L} \left[v_r \sqrt{\rho_G} \left(\frac{du}{dc} \right)^2 \right]^{1,71}$$

V_r = Velocidad del vapor a través del estrechamiento luego de pasar el tubo ascendente y antes de entrar en las ranuras $\left(\frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right)$

d_c = Diámetro interno de la copa (pulg.).

Se eligió un tipo de tubo ascendente de modo que coincida con el espacio anular:

$$V_r = V_u = 2,8 \text{ pie/seg.}$$

Diámetro interno (según catálogo) $d_c = 3,375$ pulg.

$$h_r = \frac{2,22}{23,1} \left[2,8 \sqrt{1,72} \left(\frac{2,312}{3,375} \right)^2 \right]^{1,71} = 0,096 \times 0,949 =$$

$$= 0,091 \text{ pulg. liq. de plato.}$$

CAIDA DE PRESION DE VAPOR A TRAVES DE LAS RANURAS (h_o).-

$$h_o = S_o \left[\frac{2,43 \cdot v}{w \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}}} \right]^{2/3} ; \text{ para } h_o > 0,25$$

S_o = Altura de ranura (pulg.)

v = Pie³/min de vapor por la ranura

w = Ancho de ranura (pulg.)

Según catálogo: Número de ranuras: 45

Ancho de ranuras : 1/2 "

$$v = V_c/n = \frac{11.6 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}}}{45} = 0,258 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$h_o = 1,125 \left[\frac{2.43 \times 0,258}{0.125 \sqrt{\frac{23.1}{1.72}}} \right]^{2/3} = 1,125 \times 0,732 = 0,815 \text{ pulg. de liq. de plato.}$$

CONTRACCION DEL FLUJO LIQUIDO SOBRE EL TUBO DE BAJADA (h_c).-

$$h_c = 0,56 \times V_L^2$$

V_L = Velocidad del líquido a través del área contracta del tubo de bajada.

Se adopta $V_L = 4 \text{ pulg/seg} = 0,33 \text{ pie/seg.}$

$$h_c = 0,56 \times 0,33^2 = 0,61 \text{ pulg de liq. de plato}$$

CRESTA DEL LIQUIDO SOBRE EL VERTEDERO (h_w).-

$$h_w = 0,48 \left[\frac{Q_w}{L_w} \right]^{2/3}$$

Ya calculado $h_w = 0,892 \text{ pulg.}$

ALTURA DEL VERTEDERO (H_w).-

$$H_w = S_o + h_s \quad H_w = 1,125 + 0,25 = 1,375 \text{ pulg.}$$

GRADIENTE DEL LIQUIDO A TRAVES DE LOS PLATOS (Δ).-

Para que todas las tazas se encuentren burbujeando, es

recomendable que la caída de presión a través de la misma sea $> 2,5$ el gradiente de líquido:

$$(h_u + h_r + h_o) > 2,5 \Delta$$

$$\Delta \text{ (ya calculado)} = 0,315$$

$$h \text{ (" ")} = 0,168$$

$$h \text{ (" ")} = 0,091$$

$$h \text{ (" ")} = 0,815$$

$$\frac{0,168 + 0,091 + 0,815}{0,315} = 3,4 > 2,5$$

ALTURA DEL LIQUIDO EN EL REBALSE (H_a)

Se aplica la fórmula:

$$H_a = h_u + h_r + h_o + h_c + 2 h_w + H_w + 1,5 \Delta + h_s$$

$$H_a = 0,168 + 0,091 + 0,815 + 0,0610 + 2 \times 0,892 + 0,250 + 1,375 + 1,5 \times 0,315 = 5,565$$

Es de desear que $H_a - H_w$ no exceda de $1/2$ del espacio entre otros platos. Nótese que de esta manera se presenta una limitación adicional al "Inundado" sobre el mínimo espacio entre platos.

$$H_d - H_w = 5,565 - 1,375 = 4,190 < 1/2" + 18"$$

PERDIDA DE PRESION A TRAVES DE LA TORRE (Δp).

Se aplica la fórmula:

recomendable que la caída de presión a través de la misma sea $> 2,5$ el gradiente de líquido:

$$(h_u + h_r + h_o) > 2,5 \Delta$$

$$\Delta \text{ (ya calculado) } = 0,315$$

$$h \text{ (" ") } = 0,168$$

$$h \text{ (" ") } = 0,091$$

$$h \text{ (" ") } = 0,815$$

$$\frac{0,168 + 0,091 + 0,815}{0,315} = 3.4 > 2.5$$

ALTURA DEL LIQUIDO EN EL REBALSE (H_a)

Se aplica la fórmula:

$$H_a = h_u + h_r + h_o + h_c + 2 h_w + H_w + 1,5 \Delta + h_s$$

$$H_a = 0,168 + 0,091 + 0,815 + 0,0610 + 2 \times 0,892 + 0,250 + 1,375 + 1.5 \times 0,315 = 5,565$$

Es de desear que $H_a - H_w$ no exceda de $1/2$ del espacio entre otros platos. Nótese que de esta manera se presenta una limitación adicional al "Inundado" sobre el mínimo espacio entre platos.

$$H_d - H_w = 5,565 - 1,375 = 4,190 < 1/2'' + 18''$$

PERDIDA DE PRESION A TRAVES DE LA TORRE (Δ_p).

Se aplica la fórmula:

$$\Delta p = 0,00058 \rho_L \left[h_u + h_r h_o + h_w + h_s + \Delta / 2 \right]$$

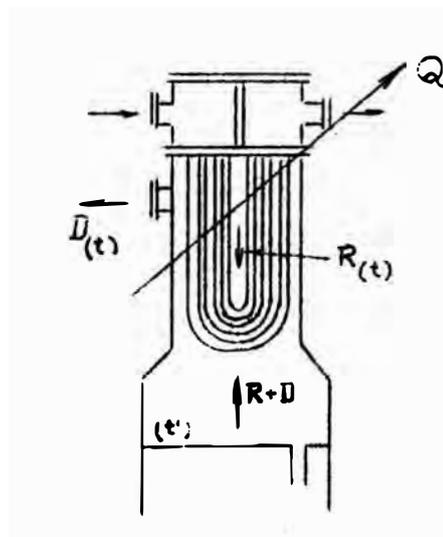
$$\begin{aligned} \Delta p &= 0,00058 \times 23,1 \left[0,168 + 0,091 + 0,815 + 1784 + 0,250 + 0,315 / 2 \right] = \\ &= 0,44 \text{ lb/pulg}^3 \end{aligned}$$

ETAPA DE RECUPERACION
TORRE DEMETANIZADORA

ETAPA DE RECUPERACION

TORRE DEMETANIZADORA

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE CABEZA.-



Esquema de flujo en el condensador

Composición de destilado y reflujo:

Se considera que el destilado sale con la temperatura de rocío. Según criterio de Eng. Data Book (pag. 165), visto el punto anterior:

$$t = -170^{\circ}\text{F}$$

COMPONENTE	y		K	x = y/K
	Mol %alime.	%destilad		% reflujo
Inertes	15.00	24.30	2.60	9.40
Hidrógeno	15.40	24.80	16.60	1.50
Metano	30.80	50.00	0.58	86.30
Etileno	0.60	0.90	0.34	2.80
	<u>61.80</u>	<u>100.00</u>		<u>100.00</u>

Haciendo un balance de materia para cada componente:

$$y_i \cdot D + x_i \cdot R = y'_i \cdot (R + D) \quad y'_i = \frac{y_i \cdot D + x_i \cdot R}{(R+D)}$$

y'_i ; Fracción de componente i en los vapores del último plato.

D : Destilado, 61.80 mol/100 mol alimentación.

R : Reflujo, = r x D

r : Relación de reflujo = 1

Aplicando la fórmula para y' .

COMPONENTES	y'
Inertes	16.80% destilado + reflujo
Hidrógeno	13.10 % " "
Metano	68.10 " " "
Etileno	1.80 " " "
	<u>99.80</u>

La temperatura t' será el punto de rocío de la mezcla R+D de composición y' .

COMPONENTE	1° tanteo			2° tanteo	
	y'	K	y'/K	K	y'/K
Inertes	16.80	3.5	4.56	3.7	4.55
Hidrógeno	13.10	16.5	0.79	16.0	0.82
Metano	68.10	0.8	85.00	0.8	80.10
Etileno	.1.80	0.8	10.00	0.2	10.00
	$\sum y' = 99.80$		100.35		95.47
	$\sum y' \sim \sum y'/K$				99.80 \sim 95.47

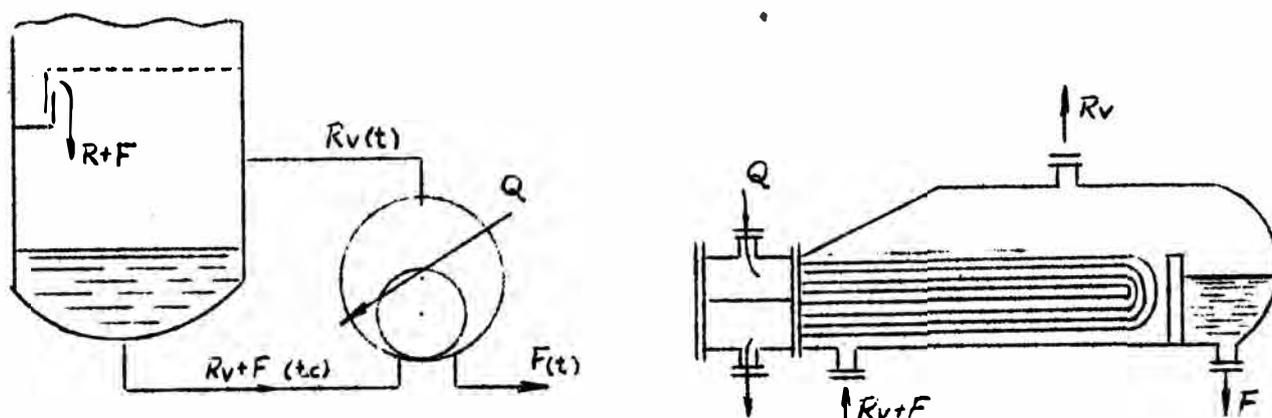
Temperatura del último plato y sus vapores: t

$$t' = -145 \text{ } ^\circ\text{F}$$

ETAPA DE RECUPERACION

TORRE DEMETANIZADORA

CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL LIQUIDO DE ENTRADA AL REBOILER.-



Balance de energía para el Reboiler:

$$(R_v + F)h_1 + Q = R_v H_v + F h_2$$

Despejando R_v :

$$R_v = \frac{Q - F h_2 + F h_1}{H_v - h_1}$$

DONDE;

 R_v : Reflujo de vapor

F : Caudal de fondo

Q : Calor entregado por el reboiler

h_1 : Entalpía del líquido de entrada

h_2 : Entalpía del líquido de salida

H_v : Entalpía del vapor de salida

Dado que la entalpía del líquido varía muy poco al pasar ésta de t_e a 80°F será: $h_2 \approx h_1$. Luego;

$$R = \frac{Q}{H_v - h_1}$$

Y como $(H - h)$ o sea la diferencia de entalpía entre el vapor y el líquido de salida, lo que se llama calor de vaporización λ .

$$R_v = \frac{Q}{\lambda} \quad (1)$$

Determinación de la composición del vapor de reciclo.-

COMPONENTE	Mol % alimen.	X % entrada reb	y = K.X	
			K	% en vapor
Metano	0.20	0.50	3.10	1.55
Etileno	7.20	18.90	1.55	29.40
Etano	16.10	42.00	1.55	48.40
Propileno	7.20	18.90	0.60	11.40
Propano	6.60	17.30	0.50	8.65
Butano	0.90	2.40	0,22	0,53
	<hr/>	<hr/>		<hr/>
	38.20	100.00		99.93

DETERMINACION DEL CALOR DE VAPORIZACION (λ).-

COMPONENTE	x	E	h_2	y	E'	H_V	
Metano	0,005	2,300	11,50	0,0155	2,930	45.5	
Etileno	0,198	3,340	632,00	0,2940	4,200	1055.0	
Etano	0,420	3,420	1435,00	0,4840	4,500	2170.0	
Propileno	0,189	3,800	720,00	0,1140	7,200	822.0	
Propano	0.173	3,920	678,00	0,0865	7,300	632.0	
Butano	0.024	4,500	108,00	0,0053	9,600	51,0	
			$h_1=3.584.5$				$H_V=4,745.5$

x : Fracción molar del líquido

E : Entalpía del líquido Kcal/Mol (Kg)

h_2 : Entalpía molar del líquido Kcal/Mol

y : Fracción molar del vapor

E' : Entalpía del vapor Kcal/Mol (Kg)

H_V : Entalpía molar del vapor Kcal/Mol

Las entalpías están dadas a 80°F i se tomó valor 0 a -200 °F.

$$\lambda = H_V - h_2 = 4.745.50 - 3.584,50 = 1.161,00 \text{ Kcal/mol,}$$

Determinación de la composición del líquido de entrada al reboiler.-

Esto se realiza haciendo un balance de material en el reboiler, para cada componente.

$$x_1' (R_V + F) = x_1 F + y_1 R_V$$

De donde:

$$x_i' = \frac{x_i F + y_i R_v}{(R_v + F)}$$

x_i' : Fracción molar del componente i en la entrada al reboiler.

x_i : Fracción molar del componente i a la salida del reboiler.

La cantidad R_v se calcula por la fórmula (1).

$$R_v = \frac{Q}{\lambda} = \frac{218.499 \text{ K/cal/100 mol aliment.}}{1.161 \text{ Kcal/Mol}}$$

$$= 188.5 \text{ mol/100 mol aliment.}$$

Luego, será:

COMPONENTE	x' Fracción molar
Metano	0.015
Etileno	0.276
Etano	0.477
Propileno	0.127
Propano	0.104
Butano	0.009

$$\sum x' = 1.000$$

La temperatura t_e será el punto de ebullición de la mezcla $F + R_v$ de la composición x' .

COMPONENTES	1° tanteo (60 °F)		
	x'	K	y'=K.x'
Metano	0.015	2.95	0.044
Etileno	0.276	1.40	0.386
Etano	0.477	1.00	0.477
Propileno	0.127	0.50	0.063
Propano	0.104	0.42	0.044
Butano	0.009	0.18	0.001
	$x'=1.000$		$y'=1.1015$

Se tomará, entonces, una temperatura de entrada al reboiler:

$$t_e = 60 \text{ °F}$$

ETAPA DE RECUPERACION

TORRE DEMETANIZADORA

BALANCE DE MATERIAL

Alimentación.-

COMPONENTES	Fase líquida			Fase vapor	
	mol %	P. M.	Kg	Mol%	Kg
Inertes	4.58	14.00	64.20	10.42	143.40
Hidrógeno	1.33	2.00	2.66	14.07	28.14
Metano	6.91	16.00	111.00	0.89	14.22
Etileno	20.04	28.05	581.00	10.96	306.86
Etano	15.10	30.70	466.00	1.00	30.70
Propileno	7.01	42.80	300.00	0.19	8.60
Propano	6.55	44.09	288.00	0.05	2.21
Butano	0.85	58.12	49.50	0.05	2.79
TOTAL	61.37		1862.40	38.63	536.06

Destilado y Reflujo.-

COMPONENTE	Destilado			Reflujo		Destil.+Reflujo	
	Mol%	P.M.	Kg	Mol%	Kg	Mol%	Kg
Inertes	15.00	14.00	210.00	5.80	81.10	20.80	432.00
Hidrógeno	15.40	2.00	30.80	0.93	1.87	16.33	32.00
Metano	30.80	16.00	459.00	53.30	853.10	84.10	1341.00
Etileno	0.60	28.05	1.68	1.73	56.00	2.33	66.10
TOTAL	61.80		701.59	61.76	992.07	123.58	1871.10

Co -

Cola.-

COMPONENTE	Mol	P. M.	Kg
Metano	0.20	16.00	3.20
Etileno	7.20	28.05	202.00
Etano	16.10	30.70	493.00
Propileno	7.20	42.80	308.50
Propano	6.60	44.09	280.10
Butano	0.90	58.12	52.30
TOTAL	38.20		1349.10

ETAPA DE RECUPERACION

TORRE DEMETANIZADORA

BALANCE DE ENERGIA.-

Alimentación.-

COMPONEN.	Kcal				Entalpía Total
	Entalpía $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$		Entalpía x mol alim.		
	Líqu.	Vapor	Líquido	Vapor'	
Inertes	36,60	36,60	2.340,00	5.250,00	7.590,00
Hidrógeno	95,00	95,00	252,00	2.675,00	2.927,00
Metano	27,70	108,10	3.060,00	1.200,00	4.260,00
Etileno	13,86	130,20	8.081,00	40.400,00	48.481,00
Etano	13,86	133,00	6.478,00	4.072,00	10.550,00
Propileno	13,86	133,00	4.160,00	1.142,00	5.302,00
Propano	13,86	130,40	4.000,00	288,00	4.288,00
Butano	13,86	130,40	686,00	374,00	1.060,00
					84.458,00

Total de alimentación = 84.458,00 Kcal/100alm.

Las entalpías están dadas en Kcal/Kg a -150°F de to
 al. el valor de entalpía 0 a -200°F (144°K).

Vapor de cabeza (destilado + reflujo).-

	Ental.	Compos.	Ent.xComp.
Inertes	43,20	432,00	18.650
Hidrógeno	110,00	32,00	3.520
Metano	109,00	1.341,00	146.000
Etileno	128,00	66,10	8.440

176. 610 Kcal/100mo.al.

La entalpía está dada en Kcal/Kg a -145°F

La composición está dada en Kg/100 mol alimentación.

Destilado.-

COMPONENTES	Ental.	Compos.	Enta.xComp.
Inertes	29,80	210,00	6.360,00
Hidrógeno	55,00	30,80	170,00
Metano	110,00	459,00	51,000,00
Etileno	126,00	1,68	212,00

57.742,00 Kca/100mo al.

La entalpía está dada en Kcal/Kg a -170°F

La composición está dada en Kg/100 mol alimentación.

Reflujo.-

COMPONENTES	Ental.	Comp.	Entalxcomp.
Inertes	29,80	81,10	2.415,00
Hidrógeno	55,00	1,87	103,00
Metano	8,32	853,10	7.100,00
Etileno	8,32	22,00	400,00

10,084,00 Kcal/100 m.a.

La entalpía está dada en Kcal/Kg a 170°F

La alimentación está dada en Kg/100 mol alimentación

Fondo.-

COMPONENTE	Ental.	Compos.	Ental.x comp.
MEtano	144,00	3,20	461,00
Etileno	119,20	202,00	24.000,00
Etano	111,00	493,00	54.600,00
Propileno	88,90	308,00	27.350,00
Propano	88,90	280,00	26.000,00
Butano	77,50	52,30	4.020,00

136.431,00 Kcal/100 m.a.

La entalpía está dada en Kcal/Kg a 80°F

La alimentación está dada en Kg/ 100 mol alimentación.

Labor del condensador.-

Q_c - Calor extraído por el condensador.

Q_c = Calor de vapores de cabeza - calor en el reflujo -
calor en el destilado

Q_c = 176.610,00 - 10.084,00 - 57.742,00

Q_c = 108.784,00 Kcal/100 mol alimentación

Balance de la Torre.-

Entrada: Calor de alimentación = 84.458,00 Kcal/100 mol alim.

Calor de Rebolier = 218.499,00 " "
(por diferencia)

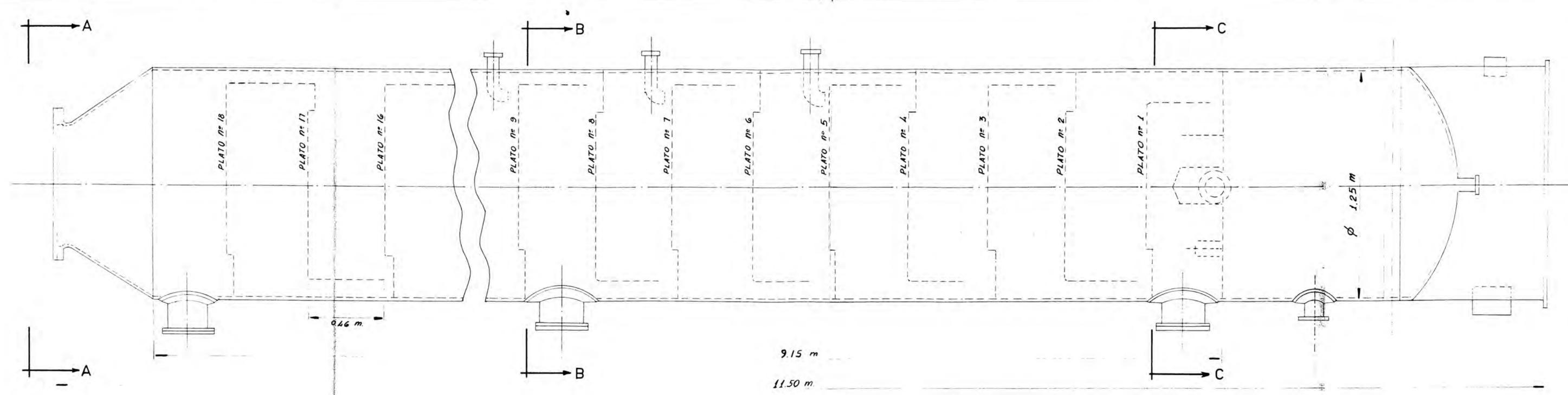
Total de entrada 302.957,00 " "

Salida: Calor de condensador	=	108.784,00	Kcal/100 mol alim.
Calor de destilado	=	57.742,00	" "
Calor de cola	=	136.431,00	" "
Total de salida		302.957,00	" "

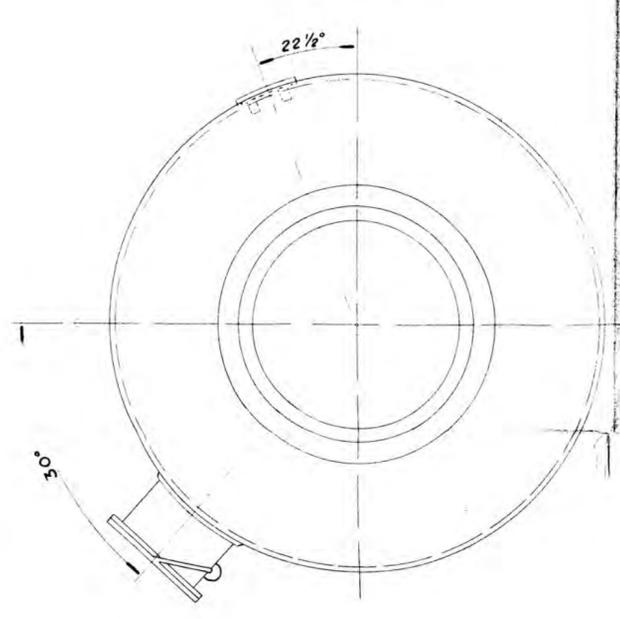
NOTA:

En una solución ideal, la entalpía de la solución es igual a la suma de las entalpías de los componentes; no hay calor de disolución. Esto se cumple también para la disolución de un gas en un líquido.

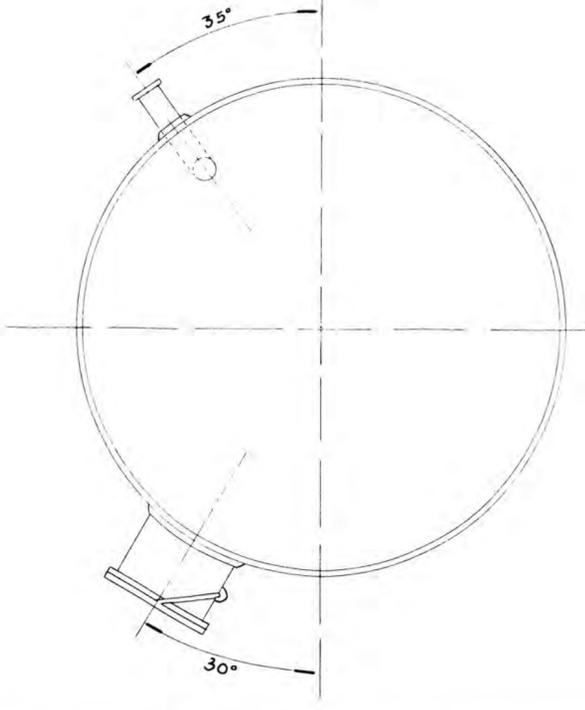
Considerando ahora que la disolución de hidrocarburos es una solución ideal, la entalpía será la suma de las entalpías de los componentes, y el H₂ y el N₂ (inertes) como gases, intervendrán en las entalpías en tales condiciones (condiciones sobre el punto crítico).



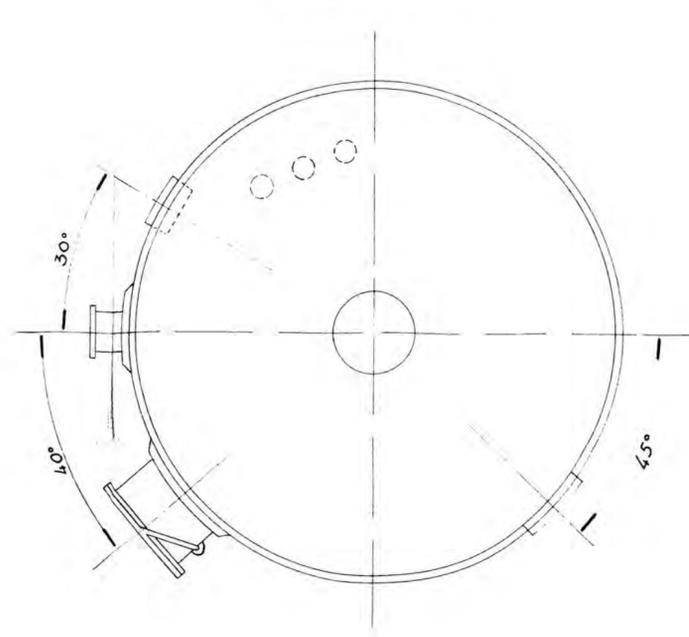
VISTA A-A



VISTA B-B

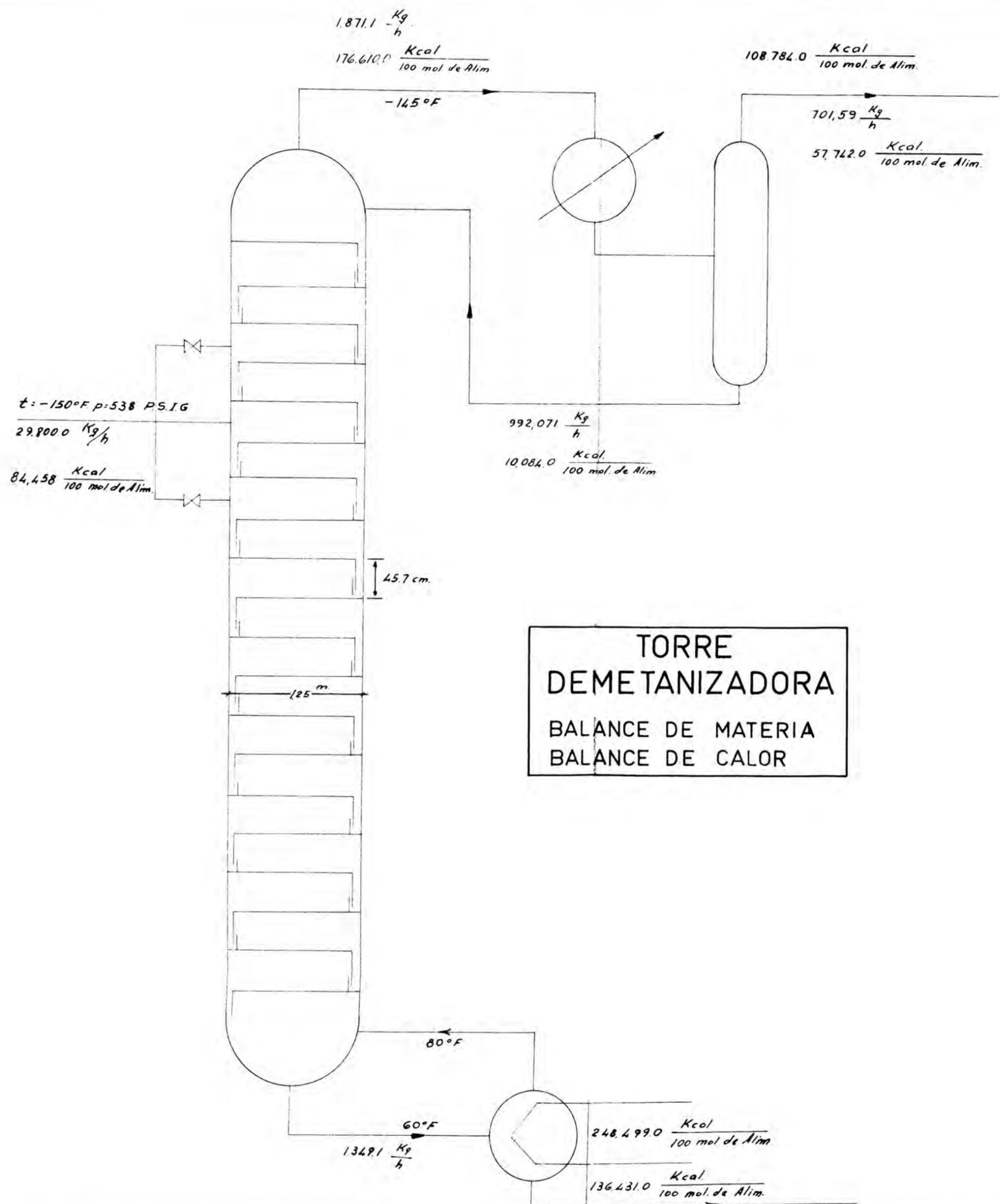


VISTA C-C



TORRE
DEMETANIZADORA

Escala: 13,5 : 1



**TORRE
 DEMETANIZADORA**
 BALANCE DE MATERIA
 BALANCE DE CALOR

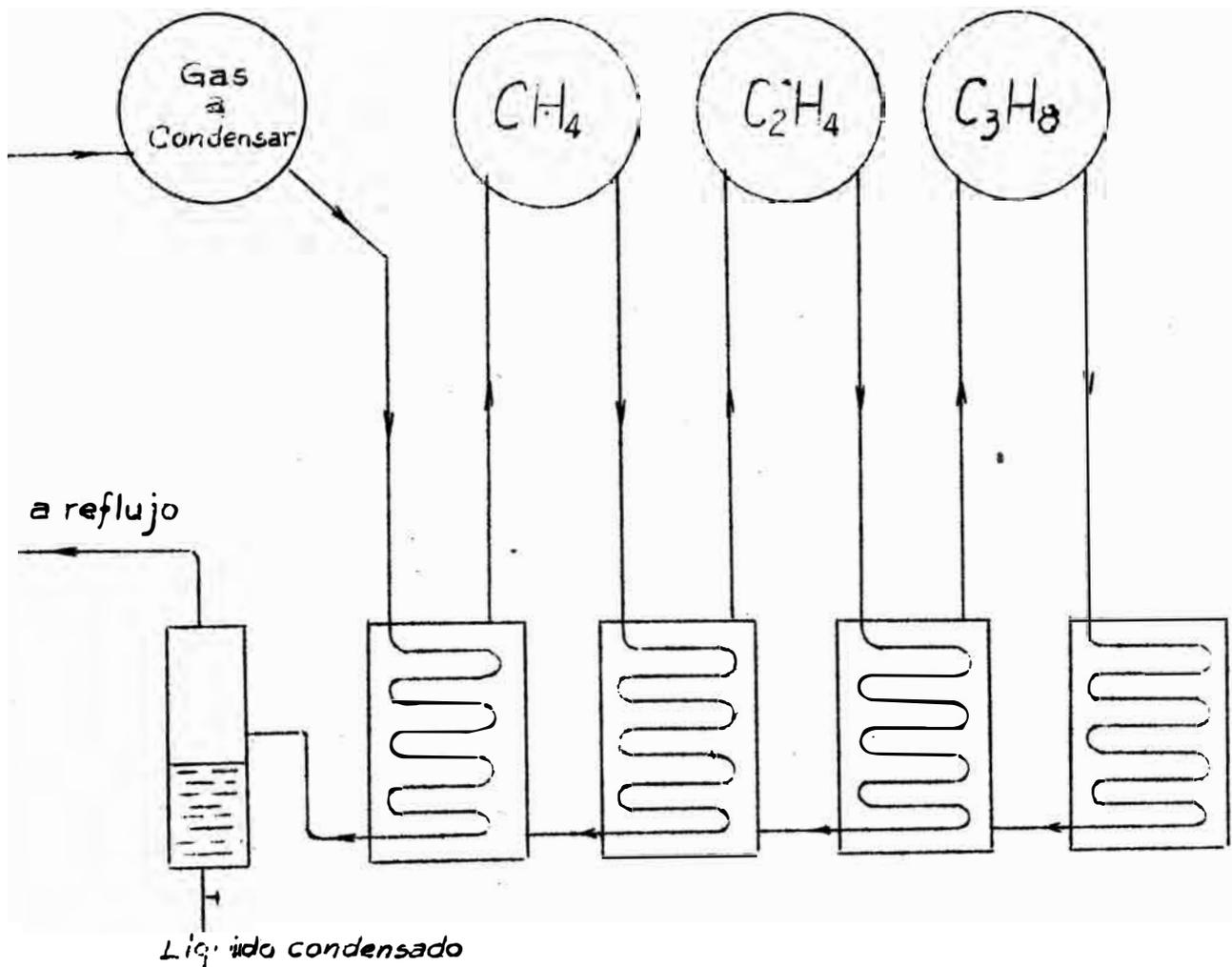
ETAPA DE RECUPERACION

SISTEMA DE REFRIGERACION PARA LOS CONDENSADORES POR

EL METODO DE CASCADA

El método denominado "en cascada" Consiste en una sucesión de máquinas frigoríficas a compresión, donde en condensador de la máquina que evoluciona con fluido más volátil, se será la temperatura menor, cede su calor al evaporador de la máquina siguiente.

El esquema general es el siguiente:



REFRIGERACION CON ETILENO

En este ciclo se debe extraer:

$Q_1 = 1.870.000$ BTU/h del enfriador de alta de metano

$Q_2 = 4.660.000$ BTU/h del condensador de metano

Por lo dicho anteriormente, el condensador del ciclo de metano es el mismo evaporador 4 del ciclo de etileno.

El ciclo se realizará en cuatro etapas con enfriamiento intermedio por refrigerante a mezcla.

CALCULO DE CAUDALES.-

1).- Caudal por evaporador 4.-

$$L_{E4} = \frac{Q_2}{i_3 - i_1} = \frac{4.660.000}{85 - (-122)} = 22.600 \text{ lb/h}$$

2).- Caudal de vapor del separador 4.-

El 90% es líquido que pasa al evaporador, 10% como vapor

$$V_{S4} = \frac{L_{E4}}{90} \times 10 = \frac{22.600}{90} \times 10 = 2.520 \text{ lb/h}$$

3).- Caudal de vapor del separador 3.-

El 93% sale como líquido, 7% como vapor

$$V_{S3} = \frac{25.1200 + 10.500}{93} \times 7 = 2.700 \text{ lb/h}$$

L_{E3} , se supone 10.500 lb/h

4).-Caudal por el evaporador 2 .-

Se supone que pasan:

$$L_{E2} = 10.200 \text{ lb/h}$$

5).-Caudal de vapor del separador 2 .-

El 86% sale como líquido, 14% como vapor.

$$V_{S2} = \frac{38.300 + 10.200}{86} \times 14 = 7.900 \text{ lb/h}$$

6).- Caudal por el evaporador 1 .-

Se supone que pasan $L_{E1} = 8.100 \text{ lb/h}$

7).- Caudal de vapor por el separador 1 .-

El 83% sale como líquido, el 17% como vapor

$$L_{S1} = \frac{56.400 + 8.100}{83} \times 17 = 13.200 \text{ lb/h}$$

8).- Caudal que pasa por el condensador.-

$$L_C = L_{E4} + L_{S4} + L_{E3} + L_{S3} + L_{E2} + L_{S2} + L_{E1} + L_{S1} =$$

$$L_C = 77.700 \text{ lb/h}$$

CALOR ADMITIDO POR EL CICLO.-

$$\text{Evaporador 1: } Q_{E1} = L_{E1}(i_{13} - i_{18}) = 8.100 (102 - (-62))$$

$$Q_{E1} = 1.325.000 \text{ BTU/h}$$

$$\text{Evaporador 2: } Q_{E2} = L_{E2}(i_{10} - i_{20}) = 10.200 (98 - (-88))$$

$$Q_{E2} = 1.900.000 \text{ BTU/h}$$

$$\text{Evaporador 3: } Q_{E3} = L_{E3}(i_{17} - i_{22}) = 10.500 (92 - (-102))$$

$$Q_{E3} = 1.930.000 \text{ BTU/h}$$

Evaporador 4: Es dato

$$Q_{E4} = 4.660.000 \text{ BTU/h}$$

Sobre calentador:(Enfriador de alta del metano)

$$\text{Es dato: } Q_{sc} = 1.870.000 \text{ BTU/h}$$

CALOR ELIMINADO POR EL CICLO.-

Enfriador de alta:

Enfría el vapor que sale del último compresor, desde 100°F a 18°F.

$$Q_{EA} = L_C (i_{14} - i_{14'}) = 77.700 (156 - 120)$$

$$Q_{EA} = 2.600.000 \text{ BTU/h}$$

Condensador:

En una primera fase enfría el gas desde 18°F hasta el estado de vapor seco (-18°F) y luego lo condensa hasta la obtención de líquido puro.

$$1^\circ \text{ Etapa: } Q_{C1} = L_C (i_{14} - i_{15}) = 77.700 (120 - 102)$$

$$Q_{C1} = 1.400.000 \text{ BTU/h}$$

$$2^\circ \text{ Etapa: } Q_{C2} = L_C (i_{15} - i_{16}) = 77.700 (102 - (-34))$$

$$Q_{C2} = 10.600.000 \text{ BTU/h}$$

SERVICIO DE ENFRIAMIENTO

1).-Enfriador intermedio 1:

Actúa entre el 1° y 2° compresor.

Se mezclan: a) 25.100 lb/h de etileno proveniente del compresor 1 de características: $t = -10^\circ\text{F}$; $i_5 = 130 \text{ BTU/h}$; $p = 41 \text{ lb/pul}^2$

Se mezclan b) 13.000 lb/h de etileno proveniente del compresor en condiciones: $t = -120^{\circ}\text{F}$; $i_7 = 92 \text{ BTU/lb}$
 $p = 41 \text{ lb/pul}^2$

La mezcla resultante (38.300 lb/h) posee las siguientes características: $t = -40^{\circ}\text{F}$; $i = 117 \text{ BTU/lb}$; $p = 41 \text{ lb/pul}^2$.

2).- Enfriador intermedio 2.-

Actúa entre el 2° y 3° compresor

a) 38.300 lb/h	$t = 10^{\circ}\text{F}$	$i_8 = 134 \text{ BTU/lb}$	$p = 70 \text{ lb/pu}^2$
b) 18.100 "	$t = -97^{\circ}\text{F}$	$i_{10} = 98$ "	$p = 70$ "
<u>Mezcla: 56.100"</u>	$t = -10^{\circ}\text{F}$	$i = 122$ "	$p = 70$ "

3).- Enfriador intermedio 3:

Actúa entre el 3° y 4° compresor

a) 56.400 lb/h	$t = -60^{\circ}\text{F}$	$i_{11} = 148 \text{ BTU/lb}$	$p = 160 \text{ lb/pu}^2$
b) <u>21.300 lb/h</u>	$t = 58^{\circ}\text{F}$	$i_{13} = 102$ "	$p = 160$ "
mezcla: 77.700 "	$t = 30^{\circ}\text{F}$	$i_{12} = 135$ "	$p = 160$ "

POTENCIA DE LOS COMPRESORES:

Se calcula por la fórmula ya vista:

$$\text{Pot} = L_E (i \text{ entrada} - i \text{ salida})$$

1) De 15 a 41 lb/pul ²	:P=25.100 (130-100)=750.000 BTU/H=295 HP
2) De 41 a 70 "	:P=38.300 (134-117)=650.000 " =255 HP
3) De 70 a 160 "	:P=56.400 (148-122)=1.465.000 " =575 HP
4) De 160 a 310 "	:P=77.700 (156-135)=1.630.000 " =775 HP

1.900.HP

CICLO DEL METANO.- El ciclo del metano debe extraer del condensador de la torre demetanizadora: 4.980.000 BTU/hr. a la temperatura de -225°F .

El ciclo se realizará en tres compresiones con enfriamientos intermedios para mejorar el coeficiente de efecto frigorífico.

Cantidad de metano circulante:

1).- Caudal por el evaporador. (L_{EM}).- Debe aclararse que debido a la particularidad del método en cascada, en que el condensador del ciclo del gas más liviano es el evaporador del siguiente (más pesado); el condensador de la torre es el evaporador del ciclo metano

Se calcula por la fórmula:

$$L_{EM} = \frac{Q}{i_2 - i_{14}}$$

$$L_{EM} = \frac{4.980.000 \text{ BTU/hr}}{110 - (-94) \text{ BTU/hr}} = 24.400 \text{ lb/hr}$$

2).- Caudal por el subenfriador (L_{SE}).- Teniendo en cuenta que debido al separador de líquido 2, sólo pasa por el evaporador el 85,3% del caudal que viene del subenfriador; el valor de L_{SE} se calcula:

$$L_{ES} = \frac{L_{EM}}{85,3} \times 100 ; \quad L_{SE} = \frac{24.400}{0.853} = 28.600 \text{ lb/hr.}$$

3).- Caudal por el condensador (L_{CM}) (*).- Debido al se

parador de líquido 1, sólo pasa por el subenfriador el 78% del caudal del condensador. De lo que resulta:

$$L_{CM} = \frac{L_{SE}}{78} \times 22; \quad L_{CM} = \frac{28.600}{78} \times 22 = 36.700 \text{ lb/h}$$

(*) En este caso se refiere al condensador del ciclo del metano.

SERVICIO DE ENFRIAMIENTO Y CONDENSACION:

1).-Enfriador intermedio.- Actúa entre el compresor de baja y de media. Las condiciones en que trabaja son las siguientes:

Salida del compresor de media: $t = -90^{\circ}\text{F}$

$$p = 162 \text{ lb/pul}^2$$

$$i_4 = 175 \text{ BTU/lb}$$

Entrada al compresor de media: $t = -140^{\circ}\text{F}$

$$p = 162 \text{ lb/pul}^2$$

$$i_5 = 146 \text{ BTU/lb}$$

Calor a extraer por el enfriador intermedio: $Q_{EI} = L_{SE}(i_4 - i_5)$

$$Q_{EI} = 28.600 (175 - 146) = 830.000 \text{ BTU/hr.}$$

2).-Enfriador de mezcla.- Al caudal E_1 proveniente del compresor de media en las condiciones: $t = -120^{\circ}\text{F}$; $p = 210 \text{ lb/p}^2$ le es agregado el caudal de vapor proveniente del separador de líquido 1, de condiciones: $t = -177^{\circ}\text{F}$; $p = 210 \text{ lb/pul}^2$, de lo que resulta un caudal E_2 de condiciones; $t = -135^{\circ}\text{F}$; $p = 210 \text{ lb/pul}^2$.

Este cálculo se hace por repartición proporcional entre los puntos A₁ y 6 de acuerdo al porcentaje de los caudales.

3).- Enfriador de alta.- Interviene después del compresor de alta, con el fin de llevar el gas de las condiciones: $t = -70^{\circ}\text{F}$; $p = 410 \text{ lb/pul}^2$, a las de vapor saturado (punto 9) : $p = 410 \text{ lb/pul}^2$; $t = -145^{\circ}\text{F}$.

Se aplica la fórmula:

$$Q_{EA} = L_{CM} (i_8 - i_9)$$

$$Q_{EA} = 36.700 (170 - 119) = 1.870.000 \text{ BTU/h}$$

4).- Condensador.- Este equipo lleva el vapor desde las condiciones de vapor saturado: $t = -145^{\circ}\text{F}$; $p = 410 \text{ lb/pul}^2$, hasta convertirlo en líquido de iguales características.

La cantidad de calor entregada está dada por la fórmula:

$$Q_{CM} = L_{CM} (i_9 - i_{10})$$

$$Q_{CM} = 36.700 (119 - (-8)) = 4.666.000 \text{ BTU/h}$$

5).- Subenfriador.- El subenfriamiento es la evolución 12 - 13 que baja la temperatura del líquido antes de pasar por la segunda llave expansora. El subenfriador se introduce en el ciclo a fin de aumentar el efecto frigorífico.

La cantidad de calor a extraer está dado por la fórmula:

$$Q_{SE} = L_{SE} (i_3 - i_2)$$

Que tendrá que ser igual a la anterior

$$Q_{SE} = 28.600 (130 - 110) = 572.000 \text{ BTU/h}$$

CALCULO DE LA POTENCIA DE LOS COMPRESORES.- La potencia de los compresores se calcula multiplicando el caudal circulante por la diferencia de entalpías entre el estado final y el inicial.

$$\text{Pot.} = L_E (i_{\text{salida}} - i_{\text{entrada}})$$

1).-Compresor de baja: (de 52 a 162 psig)

Entrada: $i_3 = 130$ BTU/lb

Salida : $i_4 = 175$ BTU/lb

$$P_1 = L_{SE} (i_4 - i_3)$$

$$P_1 = 28.600 (175-130) = 1.285.000 \text{ BTU/h} = 505 \text{ HP}$$

2).-Compresor de media.- (de 162 a 210 psig)

Entrada : $i_5 = 146$ BTU/lb

Salida : $i_6 = 154$ BTU/lb

$$P_2 = L_{SE} (i_6 - i_5)$$

$$P_2 = 28.6000 (154 - 146) = 228.000 \text{ BTU/h} = 90 \text{ HP}$$

3).-Compresor de alta.- (de 210 a 410 psig)

Entrada: $i_7 = 146$ BTU/lb

Salida : $i_8 = 170$ BTU/lb

$$P_3 = L_{SE} (i_8 - i_7)$$

$$P_3 = 36.700 (170 - 146) = 880.000 \text{ BTU/h} = 345 \text{ HP}$$

REFRIGERACION CON PROPANO

En este ciclo se debe extraer:

$$Q_{EA} = 2.600.000 \text{ BTU/h del enfriador de alta del etileno.}$$

$$Q_{C1} = 1.400.000 \text{ BTU/h de la primera etapa de cond. de etileno}$$

$$Q_{C2} = 10.600.000 \text{ BTU/h de la 2ª etapa de cond. de etileno}$$

Los condensadores del ciclo de etileno coinciden con el equipo evaporador, y el sobrecalentador del ciclo propano

El ciclo esta compuesto por dos subciclos de compresión uno de dos etapas y uno de una etapa.

CALCULO DE CAUDALESCaudal por el evaporador 4

$$L_{E4} = \frac{Q_{C2}}{i_3 - i_1} = \frac{10.600.000}{267 - 87} = 59.000 \text{ lb/h}$$

C Caudal por evaporador 2

$$L_{E2} = \frac{Q_{C1}}{i_4 - i_3} = \frac{1.400.000}{285 - 267} = 78.000 \text{ lb/h}$$

Caudal por evaporador 3

Se plantea el sistema de ecuaciones:

$$\text{del separador de líquido 3: } V_{S3} = \frac{L_{S3}}{87} \times 13$$

Del evaporador 2

$$L_{E2} = L_{E4} + L_{E3} + V_{S1}$$

Del evaporador 4

$$L_{S3} = L_{E3} + L_{E4}$$

Resolviendo:

$$L_{E3} = (L_{E2} \times 87/100) - L_{E4} = (78,000 \times 0,87) - 59,000 =$$
$$= 9.000 \text{ lb/h}$$

Caudal de líquido del separador de líquido 3.-

$$L_{S3} = L_{E3} + L_{E4} = 9.000 + 59.000 = 68.000 \text{ lb/h}$$

Caudal de vapor del sep. de líquido 3.-

$$V_{S3} = \frac{L_{S3}}{87} \times 13 = \frac{68,000}{87} \times 13 = 10.150 \text{ lb/h}$$

Caudal del evaporador 1.-

$$L_{E1} = \frac{Q_E / i}{7^{-16}} = \frac{2.600.000}{280.111} = 15.400 \text{ lb/h}$$

Caudal de vapor del separador de líquido 2.-

$$V_{S2} = \frac{93.550}{84} \times 16 = 17.800 \text{ lb/h}$$

Caudal que pasa por el compresor 3

Haciendo un balance de energía para el separador 1

$$L_{Com3} \cdot i_{12} + L_{Com2} \cdot i = L_{Com3} \cdot i + L_{Com2} \cdot i_{14}$$

L_{Com2} : Caudal que sale del compresor 2 = 111.300 lb/h

$$L_{Com3} = L_{C2} \frac{i_{14} - i_9}{i_{12} - i_9} \quad L_{Com3} = 111.300 \frac{132-292}{180-292} = 153.000 \text{ lb/h}$$

CALOR ADMITIDO POR EL CICLO

Evaporador 1 : Es dato $Q_{E1} = 2.600.000$ BTU/hr

Sobrecalentador: Es dato $Q_{SC} = 1.400.000$ "

Evaporador 3:

$$Q_{E3} = L_{E3} (i_3 - i_1) = 9.000(267 - 87) = 1.720.000 \text{ BTU/h}$$

Evaporador 4: Es dato $Q_{E4} = 10.600.000$ BTU/h

CALOR ELIMINADO POR EL CICLO

Condensador 1:

$$Q_{C1} = L_C (i_8 - i_9) = 111.300 (314 - 292) = 2.220.000 \text{ BTU/h}$$

Condensador 2:

$$Q_{C2} = I_{Com3} (i_{10} - i_{11}) = 153.000 (310 - 306) = 612.000 \text{ BTU/h}$$

Condensador 3

$$Q_{C3} = L_{Com3} (i_{11} - i_{12}) = 153.000 (306 - 180) = 19.300.000 \text{ "}$$

SERVICIO DE ENFRIAMIENTO

Enfriador intermedio:

Actúa entre el 1º y 2º compresor

Se mezclan:

a) 78.000 lb/h de: $t = 65^\circ\text{F}$ $p = 45 \text{ lb/pulg}^2$ $i_5 = 304 \text{ BTU/lb}$

b) 33.200 " de: $t = 8^\circ\text{F}$ $p = 45$ " $i_7 = 280$ "

111.200 " $t = 50^\circ\text{F}$ $p = 45$ " $i_6 = 297$ "

POTENCIA DE LOS COMPRESORES

Se calcula por la fórmula:

$$\text{Pot} = L_E (i_{\text{salida}} - i_{\text{entrada}})$$

- 1) De 18 a 45 lb/pulg²: $P_1 = 78.000 (304 - 285) = 1.480.000 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} = 580 \text{ HP}$
- 2) De 45 a 100 " $P_2 = 111.300 (314 - 297) = 1.890.000 \text{ " } = 740 \text{ "}$
- 3) De 100 a 240 " $P_3 = 153.000 (310 - 292) = 2.750.000 \text{ " } = 1.080 \text{ HP}$

CALCULO DEL CONDENSADOR

El condensador a utilizar será vertical de doble paso en los tubos y de un paso en la camisa, con **contracorriente**. Por fuera de los tubos se producirá una condensación de una mezcla de vapores condensables y se realizará según lo explicado en la Pág. 331 del Process Heat Transfer de D.Q. Kern (Primera Edición año 1950), y por dentro de los tubos una evaporación de metano según lo desarrollado en la Pág.-488 del citado libro.

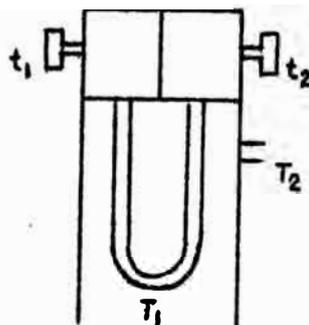
T.1 : - 145°F

T.2 : - 170°F

T.1: T.2:- 225°F

P.t: 38 atm:540 psi.

ρ_v : 43.2 Kg/m³



Se adoptan tubos de 3/4" BWG 12 cuyas características se han extraído de la Pág. 843 de Kern.

Espesor de pared	0.109 inch.
∅ interior	0.532 "
∅ externo	0.75 "
Area de flujo por tubo	0.223 "
Area de pie lineal	0.1393 "

1).- Cantidad de calor a extraer.-

Los datos son extraídos del capítulo referido a balance de energía de la torre.

Evaporación de CH_4 .- Kern pag. 488.

ΔH_e : 108 784 Kcal/100 mol de alimentación si la carga es de:

$$Q' : 29.800 \text{ Kg/h} : \frac{29.800 \text{ Kg/h}}{25,8 \text{ K/mol}} : 1155 \text{ mol/h}$$

La cantidad a extraer será:

$$Q't : \frac{108.784 \times 1155}{100} : 1.256.000 \text{ Kcal/hs}$$

$$Q't : 1.255.000 \times 3,97 \text{ BTU/Kcal} : 4.980.000 \text{ BTU/h}$$

CAUDAL MAXIMO DE METANO A EMPLEAR:.- Como refrigerante se empleará metano líquido a presión atmosférica, que se llevará al estado de vapor saturado, t : - 260°F

ΔH_{vap} : (236-20) BTU/# : 216 BTU/# valores extraídos del natural Gasoline Supply Men's Association (N.G.S.M.A.), pag 139, 7° edición. año 1957.

$$W_{\text{ch}_4} : \frac{4.980.000 \text{ BTU/h}}{216 \text{ BTU/\#}} : 23.000 \text{ \#/h}$$

2).- DETERMINACION DE LA TEMPERATURA MEDIA LOG.

$$T_{ml} : \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.303 \log \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} : \frac{(260-140)-(260-170)}{2.303 \log \frac{260-140}{260-170}}$$

$$T_{ml} : \frac{120 - 90}{2.303 \log \frac{120}{90}} : \frac{30}{2,303 \log 1.33}$$

$$T_{m1} : \frac{30}{2,303 \times 0.125} \quad \text{luego } T_{m1} : 104^{\circ}\text{F.}$$

3.-CALCULO DE LA SUPERFICIE DE INTERCAMBIO.-

a) Se realiza por el criterio establecido para la evaporación en la pag. 459 de Kern que establece para líquidos orgánicos en evaporación forzada un flujo máximo de 20.000 BTU/H. $f^{2 \circ}\text{F.}$

$$A : \frac{Q}{Q/A} : \frac{4.980.000 \text{ BTU/h}}{10.000 \text{ BTU/h ft}}$$

Se adoptan tubos de 20 ft de longitud.

Número de tubos:

$$\frac{498 \text{ Ft}^2}{20 \times 0.1393} : 178 \text{ tubos}$$

b) Diámetro del blindage:

Se adopta un condensador de un paso en el blindaje y de dos pasos en los tubos con una distancia entre ejes de tubos de una pulgada y tubos de 3/4" dispuestos en forma cuadrangular. Los datos se extraen de Kern, pag 846.

ADOPTO:

Diámetro interno de la camisa: ID : 25"

Nt : tubos x 197 tubos de 20" doblados

c) Coefficiente total Vo.:

A : 197 x 20 x 0.1393 : 550 Ft^2 .-(Area de intercambio)

$$V_o : \frac{4.980.000 \text{ BTU/h}}{550 \text{ Ft}^2 \times 104 \text{ }^{\circ}\text{F}} : .91 \text{ BTU/h Ft}^2$$

4) AREA DE FLUJO

N_t : Número de tubos

n : Número de paso de tubos

$a't$: Area de flujo por tubo.

REFERENCIAS

$$a't : \frac{N_t \times a't}{144 n}$$

$$a't : \frac{197 \times 0.223}{144 \times 2}$$

$$\text{Luego; } a't : 0.153 \text{ Ft}^2$$

5) VELOCIDAD DE MASA :

$$GT : W/a't : \frac{23.000 \text{ \#/h}}{0.153 \text{ ft}^2} : 150.000 \text{ \#/h ft}^2$$

6) DETERMINACION DEL REINOLS :

$$Pwt : \frac{Gt \times D}{\mu}$$

$$PET : \frac{150.000 \text{ \#/h ft}^2 \times 0.532 / 12 \text{ ft}}{0.25 \times 0.30} : 90.000$$

$$\nu : 0.25 \text{ centistokes.}$$

$$\mu = \rho \nu$$

$$\rho : 0.30 \text{ densidad}$$

Valores extraídos del Data Book on Hidrocarbons de
j. Maxwell; pag. 140 (Viscosidades) y pag. 161 (densidades).

7) EL VALOR DE J_n :

Se halla el valor de J_n en la fig. 24 del Kern. Aplicando la fórmula:

$$J_n : \frac{h_i \times D}{k} (c ; \mu/k)^{-1/3}$$

$$J_h : 220$$

DONDE:

$$D : 0.0444 \text{ ft}$$

$$k : 0.670 \text{ BTU/h.ft}^\circ\text{F (N.G.S.M.A.) pag. 158}$$

$$c : 0.45 \text{ BTU/\# }^\circ\text{F (Figura Kern)}$$

$$\mu : 0.12 \text{ c.p.} : 0.12 \times 2,42 : 0.29 \text{ \#/h.ft}$$

Tenemos entonces:

$$\left(\frac{0.45 \times 0.29}{0.67} \right)^{-1/3} : \left(\frac{0.67}{0.45 \times 0.29} \right)^{1/3} : 1,54$$

$$h_i : \frac{J_h \times K}{D \times 1.54} : 260 \quad h_{ic} : 260 \times 0.532/0,73 : 184.-$$

8) CONDENSACION DE LA MEZCLA.-

En el cálculo de las constantes, se hace la presunción de que se trata de un gas puro; para ello se halla el peso Molecular promedio de los gases que condensan y forman la película, suponiéndose la propiedad de las mezclas, que son el promedio de las propiedades de los gases componentes.

De acuerdo al peso molecular promedio, se adopta metano como gas puro.

9) AREA DE FLUJ EXTERNO.-

Se supone un espacio entre baffles de manera que haya una caída de presión razonable.

El criterio se extrae de Kern, pág 129:

$$4/5 \phi \text{ carcasa } B \phi \text{ carcasa.}$$

Adoptamos B , 1/2 ϕ

$$\text{Area de flujo } a_s = \frac{\text{ID} \times C' \times B}{114 \times P_t}$$

Donde; ID : diámetro interno de la carcasa

B : Espacio entre baffles.

C' :Espacio libre (entre 1" y 0.75; se adopta 0,25")

P_t : Distancia entre tubos.

$$a_s = \frac{25 \times 0.25 \times 0.25}{2 \times 144 \times 1"} = 0.543 \text{ ft}^2$$

10) DETERMINACION DE LA VELOCIDAD MASICA.-

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad \text{Carga : } W = 23.350 \text{ Kg/h} = 51.600 \text{ lb/h}$$

$$G_s = \frac{51.600}{0.543} = 95.500 \text{ lb/h.ft}^2$$

11) VELOCIDAD MASICA DE LA PELICULA.-

La velocidad masica de la película de condensado formada en los tubos se utiliza el criterio expuesto en Kern 265, y el desarrollo posterior de la página 336.

Para los tubos verticales:

$$G' = \frac{W'}{N_t D_o}$$

W' : Masa de fluido condensado

N_t : Número de tubos

D_o : Diámetro externo.

Del balance térmico de la torre rectificadora, la relación de alimentación a reflujo es de 1862 Kg. a 992 Kg.

$$W' = \frac{51600 \times 992}{1.862} = 37.600 \text{ lb/h}$$

$$G' = \frac{37.600 \times 12}{3.14 \times 197 \times 0.75} = \frac{332.000}{930} = 1.220 \text{ lb/h.pie}^2$$

12) CALCULO DEL COEFICIENTE DE PELICULA

El cálculo del coeficiente de película necesita del conocimiento del valor de la temperatura de la película, para ello se asume un valor del coeficiente h , y con él se calcula la referida temperatura con la cual se verifica si el valor supuesto coincide con el hallado. (Kern Pág. 336).

Asumimos $h = 250$

Temperatura media del vapor:

$$T_v = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{-145 - 170}{2} = -157,5$$

Temperatura de la pared del tubo

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{i_o + h_o} (T_v - t_o)$$

$$t_w = -260 + \frac{250}{184 + 250} \left[-158 - (-260) \right] = 201^\circ\text{F}$$

Temperatura de la película $t_f = 1/2 (T + t)$

$$t_f = \frac{1}{2} (-158 - 201) = -179^{\circ}\text{F}$$

Con la temperatura se halla el valor de s_f , n_f y k_f .

s_f = Densidad de la película = 0,62 (de Maxwell)

u_t = Viscosidad de la película = 0,32 (de Maxwell)

k_t = Conductividad de la película = 0,105 (de N.G.S.M.A)

Con estos valores se determina el valor de h_{10} en la FIG. 12.9 de Kern Pág. 267.

$$h_8 = 250$$

13.- COEFICIENTE TOTAL LIMPIO

$$v_c = \frac{h_{10} \times h}{h_{10} + h} = \frac{250 \times 184}{184 + 250} = 118$$

14.- FACTOR DE ENSUCIAMIENTO

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{118 - 91}{118 \times 91} = 0,003 \frac{\text{h.ft.}^{\circ}\text{F}}{\text{BTU}}$$

Valor que se puede considerar dentro de lo aceptable.

BIBLIOGRAFIA

ENGINEER DATA BOOK (1950) Illinois.

TRATADO DE TERMODINAMICA .- A. Estrada.

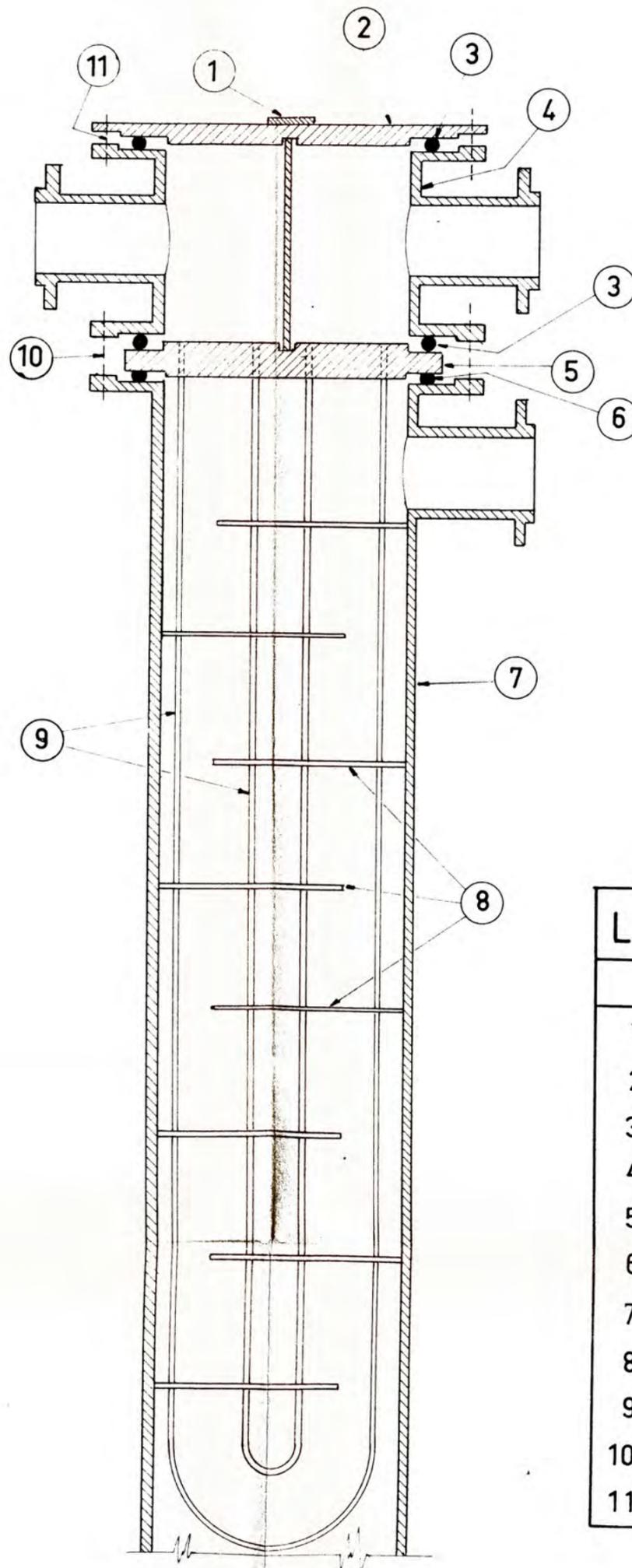
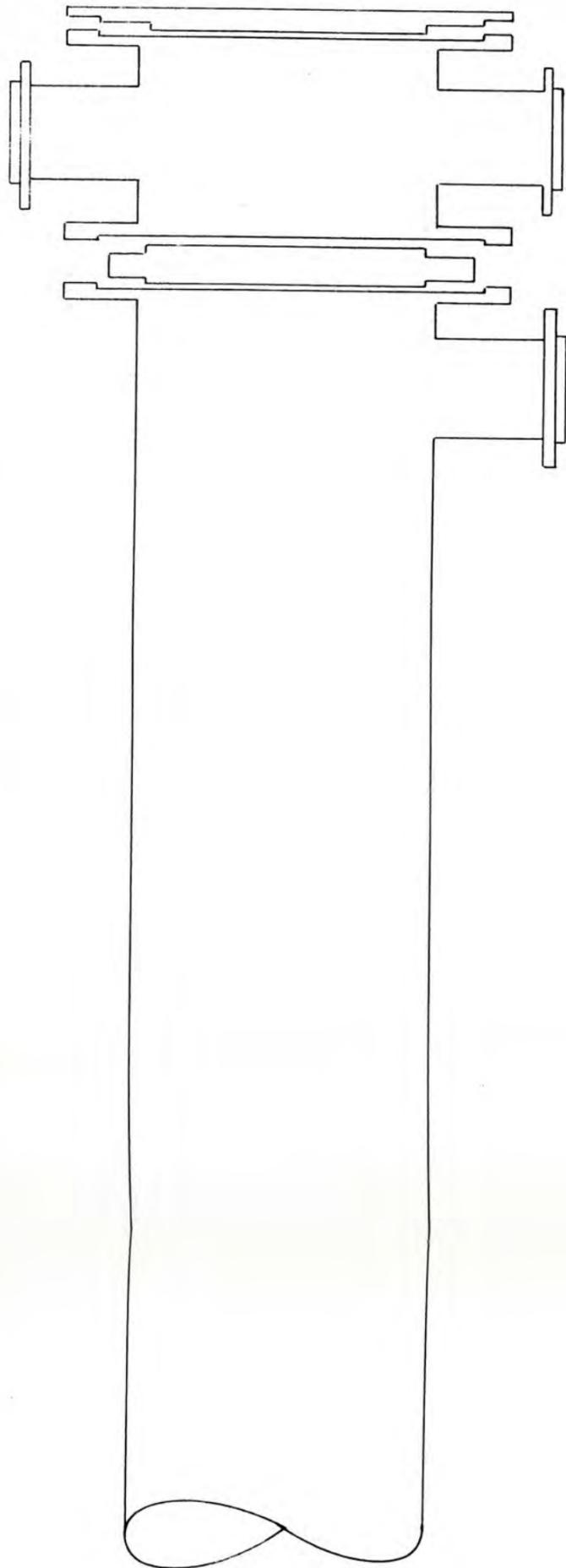
PETROLEUM REFINER HAND BOOK.

PROCESS HEAT TRANSFER D.Q. KERN (1950)

CHEMICAL ENGINEERS PROGRESS . Moore and Campbell.

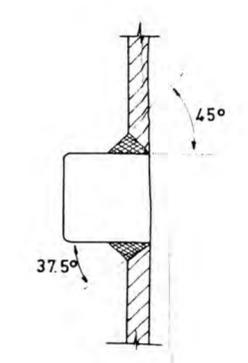
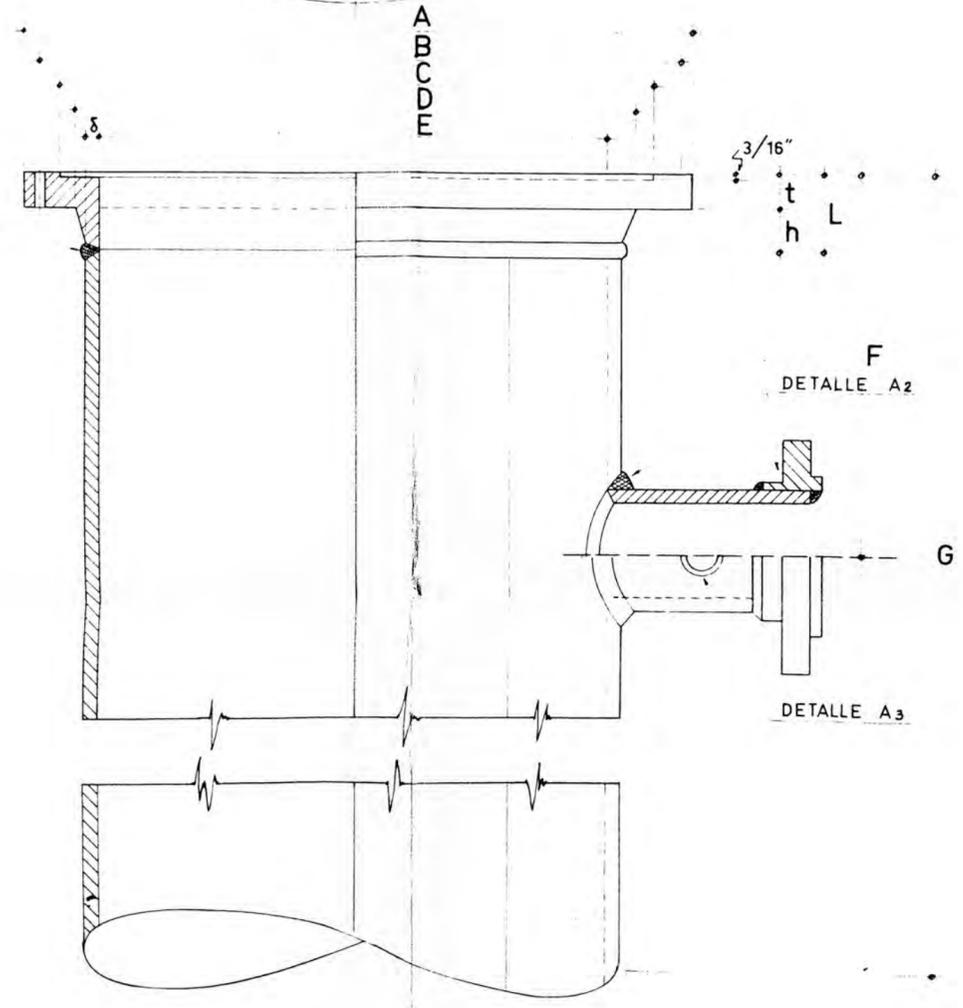
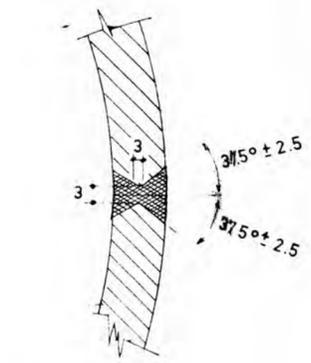
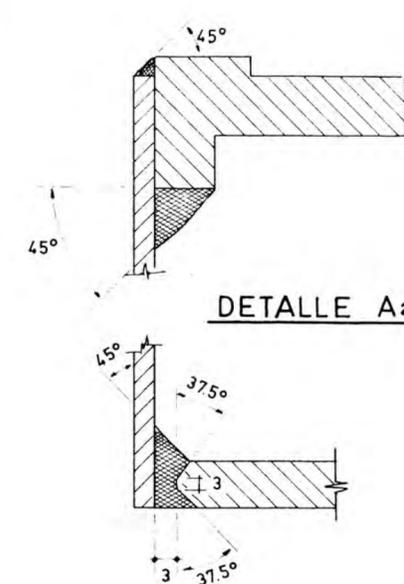
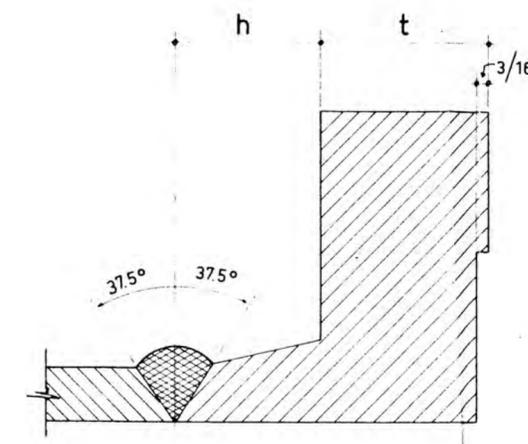
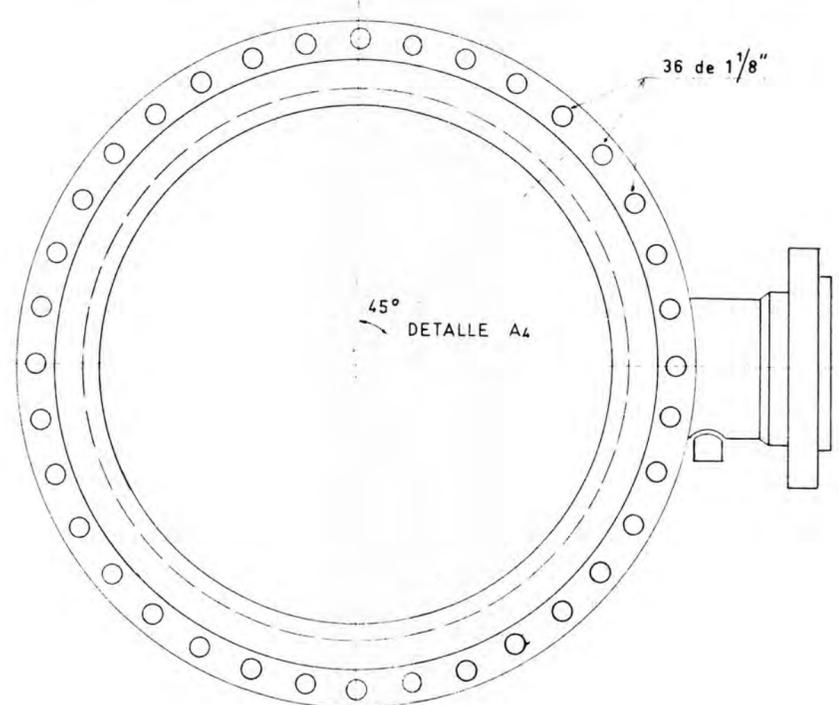
PLANO GENERAL DEL CONDENSADOR

EQUIPO VERTICAL DE UN PASO



Lista de partes del equipo

	DENOMINACION
1	Placa de identificación
2	Tapa de cabezal fijo
3	Empaquetadura de cabezal fijo
4	Cabezal fijo
5	Placa de tubos
6	Empaquetadura de envolvente
7	Envolvente
8	Chicanas transversales
9	Tubos U
10	Esparragos de cabezal fijo y envol.
11	Esparragos de tapa y cabezal fijo



Equipo	A	B	C	D	E	t	h	L	F	G	δ_0
25"	33 3/4"	31"	29"	27"	25"	3"	1 7/8"	4 7/8"	18"	190"	0.684

ENVOLVENTE DEL
 CONDENSADOR